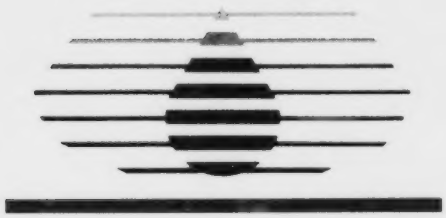
12



Compte Rendu
Proceedings

12e Symposium sur le traitement des eaux usées
et 1er Atelier sur l'eau potable

12th Symposium on Wastewater Treatment
and 1st Workshop on Drinking Water

AQTE
Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement

Société québécoise d'assainissement des eaux

Environnement Canada
Environment Canada

Le Centre St-Laurent

COMPTE RENDU

12e Symposium international sur
le traitement des eaux usées

20 et 21 novembre 1989

Atelier sur l'eau potable
22 novembre 1989

Le Grand Hôtel
Montréal

PROCEEDINGS

12th International Symposium on
Wastewater Treatment

November 20-21, 1989

Workshop on Drinking Water
November 22, 1989

Le Grand Hotel
Montreal

COMITÉ ORGANISATEUR

Association québécoise des techniques
de l'eau
407, boul. St. Laurent
Bureau 500
H2Y 2Y5

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement
5199, rue Sherbrooke est
Édifice "A", bureau 4800
Montréal (Québec)
H1T 3X3

Société québécoise d'assainissement
des eaux
1055, boul. René-Lévesque est
10e étage
Montréal (Québec)
H2L 4S5

ORGANIZING COMMITTEE

Environment Canada
Conservation and Protection
Ottawa, Ontario
K1A 0H3

Le Centre Saint-Laurent
Environnement Canada
Montréal (Québec)
H2Y 2E7

90-01586/

AVIS

Les textes et renseignements contenus dans le présent rapport sont publiés tels qu'ils ont été présentés par les conférenciers à l'occasion de la conférence. Toutes les déclarations et opinions paraissant dans ce rapport sont celles des conférenciers; elles ne sont ni approuvées ni rejetées par les organisateurs. La mention de marques de commerce ou de produits commercialisés ne constitute ni une approbation ni une recommandation d'emploi.

Pour obtenir des exemplaires supplémentaires de ce Compte rendu, veuillez communiquer avec:

Section des Publications
Protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 0H3
No. de tél.: (819) 997-3406

NOTICE

The materials and information contained herein are published in the exact form as presented to the sponsors by the conference speakers. Any statements or views here presented are totally those of the speakers and are neither condoned nor rejected by the sponsors. Mention of trade names or commercial products does not constitute endorsement or recommendation for use.

Additional copies of the Proceedings may be obtained from:

Publications
Environmental Protection
Environment Canada
Ottawa, Ontario
K1A 0H3
Tel. No.: (819) 997-3406

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1989
No de catalogue En 44-14/1989
ISBN 0-662-57019-7
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

© Minister of Supply and Services Canada 1989
Catalogue No. En 44-14/1989
ISBN 0-662-57019-7
BEAUREGARD PRINTERS LIMITED

PRÉFACE

Le comité organisateur du 12e Symposium sur le traitement des eaux usées est très heureux de vous souhaiter la plus cordiale des bienvenues à cet événement annuel. Le succès toujours croissant de cette conférence est le résultat de votre support constant.

Le symposium est dorénavant reconnu comme étant à la fine pointe du transfert technologique en matière de traitement des eaux usées au Canada. Il a aussi acquis une excellente réputation internationale grâce au haut niveau d'échange scientifique qu'il a réussi à procurer.

Le symposium s'adresse aux spécialistes dans les domaines de la recherche, de la conception, de l'exploitation et de la gestion d'installations de traitement des eaux usées. Le principal objectif du symposium est de promouvoir et de diffuser l'expertise des techniques du traitement des eaux usées domestiques et industrielles.

De plus, cette année vient s'ajouter le 1er Atelier sur l'eau potable. Cet atelier a pour but de permettre aux spécialistes de l'eau potable de se rencontrer et d'échanger sur les récents développements dans leur domaine.

Le comité d'organisation de la Conférence tient à remercier les conférenciers et les animateurs du Symposium de l'Atelier de leur précieuse collaboration.

Denis Lapointe
Ronald Zaloum
Kamal Karazivan
Lisette Provencher

PREFACE

The organizing committee of the 12th Symposium on Wastewater Treatment is extremely pleased to welcome you to this annual event. The constantly increasing success of this conference is the result of your continued support.

The Symposium has become a leading forum for the exchange of wastewater technology in Canada. Its degree of excellence in technology transfer also that the symposium has provided has also gained international recognition.

The symposium is intended for specialists working in research and the design and the operation of wastewater treatment facilities. The principal objective of this symposium is to promote the exchange of state-of-the-art expertise in the field of municipal and industrial wastewater treatment.

In addition, this year we are presenting the 1st Canadian Workshop on Drinking Water. The session's objective is to permit all of drinking water specialists to meet and discuss the newest technologies of this specialty.

The Organizing Committee wishes to record its appreciation of the efforts of the speakers and the moderators of both the Symposium and the Workshop.

Thérèse Drapeau
Serge Rouleau
Danièle St-Pierre
Raymond Desjardins
Pierre Ayotte

MATIÈRES/CONTENTS

SYMPOSIUM INTERNATIONAL SUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES
INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON WASTEWATER TREATMENT

Session I — PAGE

Utilisation des boues résiduaires urbaines à des fins d'ensemencement des haldes minières d'amiante.
Revegetation of Asbestos Mine Residues Using Municipal Sludge as a Soil Substitute. 1
M. D. LeBeuf
Collège de la région de l'amiante
Thetford Mines, Canada

Traitement des eaux de lixiviation des lieux d'enfouissement sanitaire et des eaux minières; développement d'un système de traitement par filtration passive.
Novel Treatment Technology of Sanitary Landfill Leachate and Mine Tailing Wastewaters. 15
M. J. Shoiry
Serrener Consultation Inc.
Sherbrooke, Canada

La détoxification de sols et de boues contaminées par l'utilisation combinée de technologies biologiques et non-biologiques.
Biological and Chemical Technologies for Soil and Sludge Decontamination. 409
M.R. Samson
Institut de Recherche en biotechnologie
Biotechnology Research Institute
M.R. Zaloum
Environnement Canada, Montréal, Canada

Risk Assessment of Chemical Mixtures - a Molecular Modeling Approach.
Analyse des risques environnementaux des rejets de mélanges chimiques. 43
Dr. M.M. Varma
Distinguished Professor
School of Engineering
Howard University
Washington, D.C. U.S.A.

Session II

Heavy Metal Recovery from Industrial Waste with Vitrobele, Metal-selective Absorbents and RETEC High Efficiency Electrolytic Cells.
Récupération des métaux lourds des déchets industriels par absorbants sélectifs et par cellules électrolytiques à haute performance. 55
Dr. B.E. Holbein
Tallon Metal Technologies Inc.
Pointe-Claire, Canada

MATIÈRES/CONTENTS (Cont'd)

Session II (suite) **PAGE**

Procédé de recyclage d'acide usée: nouvelle technologie. 75
Used Acid Recycling Process: New Technology.
M. Gracien Lebel
Tioxide Canada Inc.
Sorel, Canada

Recovery of Heavy Metal from Municipal and Industrial Wastewaters with Magnetic Ion Exchange Resins. 77
Récupération des métaux lourds des eaux usées municipales et industrielles par résines d'échange d'ions magnétiques.
Mr. Rob Eldridge
CSIRO, Division of Chemicals and Polymers
Clayton, Australia

L'enlèvement des substances organiques volatiles par pervaporation. 97
Recovery of Volatile Organic Substances by Pervaporation.
M. P. Côté
Zenon Environmental Inc.
Burlington, Canada

Water Treatment and Flotation Studies on Recycle Water from Mineral Processing Plants. 99
Traitement et études de flottation des eaux recyclées de procédés de traitement de minerais.
Mr. S.R. Rao
McGill University
Montréal, Canada

Session III

Performance épuratoire d'un biofiltre à base de tourbe utilisé pour le traitement des eaux usées de petites municipalités. 121
Treatment Efficiency of a Sphagnum Peat Moss Biofilter Used in Sewage Treatment for Small Communities.
M. G. Buelna
Centre de recherche Premier
Rivière-du-Loup, Canada

Étude de l'automatisation du couplage d'un réacteur physico-chimique à un biofiltre. 137
Study of the Automatic Coupling of a Physico-chemical Reactor with a Biofilter.
M. J.-M. Audic
Laboratoire central de la Lyonnaise des eaux
LePecq, France

MATIÈRES/CONTENTS (Cont'd)

Session III (suite) PAGE

Nitrification secondaire et tertiaire des eaux froides par le procédé à biomasse fixée Biocarbone.
Secondary and Tertiary Nitrification of Cold Wastewaters with Biocarbon process. 151
M. P. Pénillard
OTV (Omnium de traitements et de Valorisation)
Courbevoie, France

Sewage Treatment Alternatives for Small Municipalities in Southwestern Ontario.
Alternatives de traitement des eaux usées pour petites municipalités dans le sud-ouest Ontarien. 167
Mr. Bruce Boland
MOE
London, Canada

Le tertre à sable hors-sol et le système de dosage sous faible pression.
Mound Systems with Low-pressure Dosing. 175
M. J.-P. Dubé
E.A.T. Consulteaux Inc.
Montréal, Canada

Session IV

A Full Scale Evaluation of biological phosphorous removal using a Fixed and Suspended Growth Combination.
Enlèvement biologique du phosphore par la combinaison de cultures libres et fixées. 185
Mr. A. Gibb
Dayton & Knight Ltd.
Vancouver, Canada

Simulation dynamique d'une usine de traitement des eaux usées: évaluation d'un modèle.
Model Evaluation of Dynamic Simulation of a Wastewater Treatment Plant. 205
M. P. Lessard
Université Laval
Québec, Canada

Dosage Control for a Higher Efficiency of Solid-liquid Separation Polymer Processes.
Contrôle du dosage de polymère pour un rendement supérieur du procédé de séparation. 227
Mr. Guenter Schrank
BTG Group
Bochum, Germany

MATIÈRES/CONTENTS (Cont'd)

	PAGE
Application du système CAD/CAE SIMTAR à la conception des usines de traitement des eaux usées. **Application of the CAD/CAE SIMTAR System to the Design of Wastewater Treatment Plants.** M. J.M. Baldasano Université Polytechnique de Catalogne Barcelone, Espagne	239
Étude pilote d'un système de gestion du lisier de porc par séparation solide-liquide, traitement aérobie et irrigation. **Pilot Study on Liquid Pig Manure Treatment by Separation, Aerobic Treatment and Irrigation.** M. S. Gariépy Ministère de l'Environnement du Québec Ste-Foy, Canada	255
Protection de l'environnement et responsabilité professionnelle des ingénieurs: Quelques exemples. **Environmental Protection and the Professional Responsibility of Engineers; Examples.** Me M. Yergeau Lavery, O'Brien Montréal, Canada	273
WORKSHOP ON DRINKING WATER **ATELIER SUR L'EAU POTABLE**	
La protection de l'eau potable par la protection des sources d'alimentation en eau. **Protection of Drinking Water by Protection of Water Supply.** M. Marc Sinotte Ministère de l'Environnement du Québec Québec, Canada	291
Microbiological Quality of Drinking Water: the Federal Perspective. **La qualité microbiologique de l'eau potable: la perspective du gouvernement du Canada.** Mr. W. Robertson, Mr. R.S. Tobin Health and Welfare Canada Ottawa, Canada	293
Taste and Odour in Drinking Water. **Le goût et l'odeur de l'eau potable.** Mr. G. Holliday, Mr. J.M. Park Michael Holliday and Associates Ottawa, Canada	301

MATIÈRES/CONTENTS (Cont'd)

PAGE

Le choix d'une source d'eau potable dans la région métropolitaine de Québec: un point de vue de santé publique.
Selection of a Drinking Water Supply in Quebec Metropolitan Region: a Public Health Viewpoint. 317
M. P. Levallois, P. Lajoie, D. Gauvin
DSC du Centre hospitalier de l'Université Laval
Ste-Foy, Canada

Water Plant Optimization.
L'optimisation des stations de traitement d'eau potable. 323
Mr. R.B. Hunsinger
Ontario Ministry of the Environment
Toronto, Canada

Utilisation des membranes pour la protection de l'eau potable: état de la technique.
Use of Membrane for Drinking Water Protection: State of the Art. 343
M. François Fressinger
Zenon Environnemental Inc.
Burlington, Canada

La symbiose entre l'ozone et les autres étapes de traitement: un moyen pour répondre aux normes de potabilité.
The Use of Ozone in Drinking Water Treatment Plant: A Way to Meet the Quality Standards. 345
M. B. Langlais, M. M. Bourbigot
Traillgaz et Anjou Recherche

Étude de la performance de filtres à charbon actif biologique (CAB) en eaux froides.
Study on the Performance of Biologically Active Carbon Filters (BAC) in Cold Waters. 347
Mme M. Prévost, M. R. Desjardins, M. J. Coalier, M. D. Duchesnes, M. M. Arcouette
Gendron Lefebvre Inc. et Ville de Laval
Montréal, Canada

Effect of Water Treatment Processes on Concentration of Assimilable Organic Carbon.
Effet du procédé de traitement sur la concentration de carbone organique assimilable. 431
Mr. P.M. Huck, Mr. P.M. Fedorak, Mr. W.B. Anderson
University of Alberta
Edmonton, Canada

MATIÈRES/CONTENTS (Cont'd)

PAGE

Traitements d'affinage d'eau potable par le charbon actif technologie.
Advanced Drinking Water Treatment by Activated Carbon. 369
M. Robert Cyr
Degremont Infilco Inc.
Lachine, Canada

SÉANCE D'AFFICHAGE/POSTER SESSION

Anaerobic Treatment of Industrial Effluents - The Upflow Anaerobic Sludge Blanket.
Traitement anaérobie des effluents industriels. 385
Ms. E. Schneider and Mr. J. Jordan
AER-O-FLO Environmental Inc.
Burlington, Canada

Élimination des pollutions carbonnées et azotées par un procédé à cultures fixées en deux étages.
Elimination of carbonated and nitrogenous pollution by a two-phase fixed culture process. 387
Jean-Paul Trudel
Degremont Infilco Inc.
Lachine, Canada

Une nouvelle technologie québécoise pour déshydrater les boues: le pressoir rotatif.
A New Technology on Dewatering Sludge: the Ring Press. 391
M. André Poulin
Les Industries Fournier Inc.
Black Lake, Canada

Phosphate Removal and Settling Enhancement Using Diachem Polyaluminum Chloride.
Déphosphatation et décantation améliorée en utilisant les chlorures et les polymères de polyaluminium Diachem. 393
Mr. R. Hodges
Diachem Industries Ltd.
Vancouver, Canada

Analysis of Particle Growth Kinetics in a Supersaturated Iron (III) Coagulation-flocculation System.
Analyse de la dynamique de croissance des particules dans un système de coagulation et de flocculation. 395
Mr. G. Eastwood and Dr. W.J. Snodgrass
McMaster University
Hamilton, Canada

MATIÈRES/CONTENTS

PAGE

La digestion aérobie thermophile: réhabilitation d'une stabilisation aérobie déficiente. Premiers résultats d'exploitation. 399
Thermophilic Aerobic Digestion: Upgrading of an Aerobic Stabilization System. First Operating Results.
M. D. Amar, M. B. Selmi, M. Y. Lesty, M. J.M. Audic
Laboratoire centrale de la Lyonnaise des eaux
Le Pecq, France

Expansion and Retrofitting of Wastewater Pollution Control Facilities. 401
Application pratique d'un procédé à culture mixte (fixe et en suspension)
Mr. J.S. Sklenar
Dayton & Knight Ltd.
Vancouver, Canada

Alberta Environmental Centre's Potable Water Technology Program. 403
Le programme de la technologie de l'eau potable du Centre environnemental de l'Alberta.
Dr. A. van Roodselaar
Alberta Environmental Center
Edmonton, Canada

Anaerobic Treatment of Pulp and Paper Effluents. 405
Le traitement anaérobie des effluents des usines de pâtes et papier.
Mr. Derk Z. Matt
Paques Lavalin
London, Canada

UTILISATION DES BOUES RÉSIDUAIRES URBAINES À DES FINS D'ENSEMENCEMENT DES HALDES MINIÈRES D'AMIANTE
(Phase lll)

par

D. Lebeuf[1]; R. Nadeau[1]; R. Zaloum[2]

1. Centre spécialisé en technologie minérale
Collège de la région de L'Amiante
Thetford Mines, QC.

2. Centre St-Laurent
Environnement Canada
Montréal, QC.

12e SYMPOSIUM TRAITEMENT DES EAUX USÉES

Introduction

Il nous fait plaisir de vous présenter les résultats de la 3e phase d'un projet de recherche portant sur l'utilisation des boues résiduaires urbaines à des fins d'ensemencement des haldes minières d'amiante. Ce projet a été réalisé dans la région de Thetford Mines dans la province de Québec où on retrouve près de 13.5 km^2 de haldes, soit presque 60% de tous les rejets d'amiante du Canada. L'établissement d'une station d'épuration des eaux à Black Lake située à proximité de Thetford Mines, où près de 2000 tonnes de boues (18% matière sèche) sont produites par année, a fait renaître l'intérêt de revégéter les amas de résidus des usines de traitement de la fibre d'amiante.

Résumé des travaux antérieurs

Par des caractérisations fondamentales des résidus et des boues, on a reconnu les conditions hostiles des haldes de résidus fins à être revégétées naturellement lesquelles sont: leur pente abrupte (40°), leur pH de 8 à 9, leur pauvreté extrême en fertilisants, leur induration de surface, leur mauvaise texture et leur contenu en métaux (Ni, Cu, Cr) potentiellement phytotoxiques. Les haldes de résidus fins se révèlent être un milieu de réception d'intérêt pour disposer les boues d'épuration et un complément de choix pour réaliser des travaux de végétalisation à l'aide des boues d'épuration. Les boues représentent une source économique importante de matière organique et fertilisante (N,P) pour corriger les contraintes des haldes en améliorant les caractéristiques physiques et microbiologiques du sol.

De janvier 1986 à juin 1987, la réalisation de la première phase a permis d'identifier en laboratoire certaines espèces de légumineuses et de graminées aptent à croître dans un milieu résidus miniers-boues d'épuration-engrais inorganiques. Au cours de la phase lll, des essais en résidus sur des terrains à plat ont démontré la possibilité d'implanter certaines espèces végétales selon différentes doses de boues (0 à 19.5 t/ha) et d'engrais de différents types (N, P, Ca, K). Des tests sur la qualité des eaux d'infiltration nous ont renseigné sur l'impact environnemental peu problématique de ce type d'intervention.

À la phase lll, l'objectif principal était de déterminer les conditions qui permettent, de façon économique et sécuritaire, l'implantation

et le maintien d'un couvert végétal sur les haldes de résidus miniers d'amiante en utilisant des boues d'épuration de l'usine de la Haute-Bécancour. Pour réaliser cet objectif, nous avons caractérisé des boues d'épuration de cette station d'épuration dans le temps. Nous avons procédé à de nouveaux essais, en serre et en terrains extérieurs en pente en plus de suivre les développements des végétaux implantés sur des terrains à plat en 1986-1987. En serre, nous avons évalué l'impact environnemental de l'implantation végétale à base de boues aux taux de 20, 40, 60 t/ha de boues solides et de 20 t/ha de boues liquides et de boues compostées en analysant les eaux de ruissellement et d'infiltration. On a effectué un contrôle de la croissance des plantes en fonction de la concentration des principaux métaux lourds (Ni, Cr) potentiellement phytotoxiques. Des tests de performance sur les différentes espèces sélectionnées lors des premières phases en plus de l'évaluation de la croissance d'espèces locales et d'arbustes ont été menés. L'évaluation des quantités d'engrais requises selon leur composition chimique et des différentes méthodes utilisées pour le suivi des sols, des boues et des tissus foliaires ont complété l'expérimentation en milieu non-naturel.

Sur les terrains à plat, nous avons poursuivi l'étude de la persistance des plants durant leur deuxième année de croissance. En terrains en pente, les travaux à petite échelle ont permis d'évaluer la croissance des végétaux selon les différentes conditions telles l'utilisation de boues solides ou liquides, à des taux de 0, 10, 20, 40, 60 t/ha, l'usage de semences prégermées ou non, d'amendements alternatifs (copeaux, foin) et de stabilisants (aérospray, bénovert, foin et filet). C'est à ce niveau que les opérations sont passées de manuelles à motorisées pour améliorer la qualité du travail du sol et pour identifier les solutions aux contraintes technologiques rencontrées.

A grande échelle, on a procédé à l'évaluation de la croissance des végétaux qui ont été implantés sur un flanc sud et sur un flanc nord à l'aide de boues solides ou liquides. De l'équipement lourd a été utilisé pour faciliter les opérations de transfert des amendements organiques et inorganiques. On a testé une technique d'intervention en cas de bris du couvert végétal. Les coûts pour les semences et les engrais ont été définis et la conception d'un véhicule pour la réalisation des futurs travaux de végétalisation des haldes a été réalisée.

Caractérisation des boues de l'usine de la Haute-Bécancour

Typiquement, il est connu que les boues d'épuration contiennent en leur matière sèche de 1 à 5% d'azote, de 1 à 4% de phosphore et jusqu'à 1% de potassium (ministère de l'Environnement 1984). Les résultats d'analyse révèlent que le pourcentage en matière fertilisante des boues de la station de la Haute-Bécancour est de l'ordre de 3% en azote, de 0.5% en phosphore, de 0.8% en calcium, de 1.7% en magnésium et de 0.5% en potassium. Les teneurs en azote et potassium sont conformes aux attentes mais dans le cas du phosphore, il y a une carence. Ce manque doit être comblé spécifiquement lors de l'ajout d'engrais chimiques qui n'ont pas la qualité des boues à rendre graduellement disponibles aux plantes les éléments nutritifs. Les boues demeurent un amendement de choix avec un taux moyen de 9 à 10% en matière organique.

Face à la qualité des boues et du respect de l'environnement, nous avons comparé la composition des boues de Black-Lake (Haute-Bécancour) aux normes de valorisation agricole et à la composition des boues produites dans les municipalités environnantes. De l'ensemble des essais sur les boues depuis 1987 à 1989, seules les normes pour

le chrome, le cuivre et le nickel sont atteintes ou dépassées occasionnellement. Les derniers échantillons recueillis à la station de la Haute-Bécancour en septembre 1988 pour les boues liquides et janvier 1989 pour les boues solides ont démontré que ces boues respectaient les normes de valorisation agricole. Le projet coincidant avec le début des opérations de l'usine, un certain nombre de boues de différentes usines de traitement ont été étudiées afin d'assurer que des réserves potentielles étaient disponibles en cas d'un manque de boues. Pour les travaux de végétalisation en continu, il est intéressant de noter que la composition des boues de la Haute-Bécancour est généralement du même ordre de grandeur que les boues des régions environnantes. Les concentrations en magnésium, en chrome et occasionnellement en cuivre, en nickel et en fer se révèlent plus importantes que celles des autres boues. Des essais expérimentaux sur la phytotoxicité de ces éléments indiquent que seul le chrome a tendance à s'accumuler dans le temps sans qu'il ne produise d'effet notable dans les tissus foliaires observés. La teneur relative du cuivre et du nickel tend à diminuer progressivement avec le temps. Donc, les boues produites à la station de la Haute-Bécancour se prêtent bien à la réhabilitation des sites dégradés à vocation non-agricole tels les haldes de résidus d'amiante.

Les espèces végétales, arborescentes et leurs performances

Au plan des espèces végétales, nous avons étudié ou observé une quarantaine de végétaux en résidus miniers amendés dont 18 sont des espèces communes avec celles citées antérieurement par messieurs Moore et Zimmermann de l'université McGill. Ces chercheurs ont effectué un travail sur les différentes espèces végétales pouvant servir à des fins de végétalisation des haldes d'amiante durant les années 1973 à 1980 sur différentes mines de la région de Thetford Mines. La liste suivante relève des espèces communes (marquées d'un astérisque) de nos travaux et de ceux de Moore et Zimmermann en plus des espèces (marquées d'un tiret) qui ont été retenues par nous pour composer le mélange de base pour l'implantation du couvert végétal à la surface des haldes d'amiante amendées de boues d'épuration.

Liste partielle des espèces végétales

- Agropyre élevé (Agropyron elongatum)
* Agropyre étroit (Agropyron trachycaulum)
- Agropyre de l'ouest (Agropyron smithii)
- Agropyre des rives (Agropyron riparium)
* Brome inerme (Bromus inermis)
- Elyme étroit (Elymus angustifolius)
* Élyme de russie (Elymus junceus)
* Fléole des prés (Phleum pratense)
* Pâturin du Kentucky (Pao pratensis)
* Puccinellie de Nuttall (Puccinellia nuttalliana)
* Raygrass vivace (Lolium perenne)
- Seigle d'automne (Secale cereale)
* Coronille bigarrée (Coronilla varia)
-*Lotier corniculé (Lotus corniculatus)
- Luzerne spectrum (Medicago media)
* Mélilot blanc (Melilotus alba)
-*Mélilot jaune (Melilotus officinalis)
* Trèfle alsique (Trifolium hybridum)
* Capselle bourse à pasteur (Capsella bursa-pastoris)
* Achillée millefeuille (Achillea millefolium)

* Tomates (Hycopersicon esculentum)
* Tussilage (Tusselago farfara)
* Orge agréable (Hordeum jubatum)

Parmi les graminées les plus performantes, l'agropyre élevé et le seigle d'automne ont été évalués au niveau de leur compétitivité en résidus amendés. Ces deux espèces sont celles qui colonisent le plus rapidement les résidus d'amiante. Le pourcentage de levée est équivalent dans les deux cas au nombre de graines semées de chaque espèce. L'agropyre élevé semble toutefois dominé en nombre de plants implantés avec le temps sans toutefois compromettre l'implantation du seigle. Le taux de germination des légumineuses étudiées en serre est fortement abaissé par les conditions artificielles de l'éclairage et de la ventilation. Dans les premières années de croissance, c'est cette phase critique de la germination qui influence la présence d'une espèce plutôt qu'une autre. Ce n'est pas une question de compétitivité qui prédomine. Seules les observations à plus long terme sur les parcelles extérieures permettront de définir si la compétitivité des espèces devient un facteur limitant dans la croissance des plantes ensemencées. Pour en arriver à ce qu'un couvert végétal permanent et résistant soit établi, il est important que le milieu évolue rapidement dans le sens d'un équilibre naturel le plus près possible d'un écosystème typique de nos régions. L'implantation éventuelle d'espèces herbacées locales et, ultimement d'espèces ligneuses, est primordiale dans ce processus d'évolution. Parmi les espèces végétales locales susceptibles de s'implanter d'elles-mêmes suite à leur présence aux abords des haldes, on retrouve le tussilage (Tusselago farfara), l'orge agréable (Hordeum jubatum) et le chiendent (Agropyron repens) lesquelles ont fait l'objet d'une étude plus poussée. On a conclu que le chiendent est plus apte à s'implanter sur les terrains plats de résidus amendés n'ayant jamais été ensemencés. L'orge agréable s'implante plus difficilement en terrains amendés non ensemencés mais présente une bonne adaptation au sol amendé en pente suite à une première année de croissance des espèces ensemencées par notre équipe. Le tussilage s'implante difficilement en résidu non ensemencés et demeure une espèce d'intérêt pour l'implantation même artificielle au niveau des résidus amendés en pente. Cette espèce étant reconnue comme bonne colonisatrice de pente forte en plus d'être très printanière.

Les espèces ligneuses étudiées en serre ont montré que l'épinette noire et le mélèze ont une meilleure capacité d'adaptation que le cornouiller stolonifère et le pin gris. L'observation sur les terrains extérieurs à plat ont montré qu'après une période de latence de près d'un an, le bouleau, l'épinette et le pin sont des espèces qui résistent assez bien en résidus amendés.

Pour assurer un certain succès, il est recommendé d'implanter les espèces ligneuses dans un sol formé de résidus miniers, de boues et d'engrais qui a été stabilisé auparavant par une couverture végétale. Cette application est particulièrement intéressante pour l'aménagement des haldes en bordure des villes et des cours d'eau.

Les engrais utilisés

Suite à l'identification des espèces les plus performantes, nous nous sommes arrêtés plus spécifiquement sur les engrais d'accompagnement nécessaires à l'implantation des différentes espèces végétales nommées précédemment. Les engrais utilisés sont le superphosphate, le gypse et le chlorure de potassium aux taux de 5, 4, 0.4 t/ha respectivement. Ces doses ont été déterminées suite au suivi effectué auprès

des parcelles d'essais en terrains plats pour lesquelles nous avions ajouté certaines doses de calcium, de phosphore et d'azote. L'importance des engrais est visible par l'observation des parcelles témoins qui n'ont pas reçu ni phosphore ni calcium comparativement à celles qui en ont reçu. La végétation maintenue depuis 1986 sur les parcelles avec engrais est apparemment plus fournie et mieux distribuée que celle des parcelles sans engrais. Les ajouts d'azote à l'aide d'engrais ont été mis de côté étant donné la bonne performance des parcelles témoins n'ayant reçu que des boues d'épuration à titre d'amendement azoté.

Un essai de substitution du superphosphate par le phosphate roche, un engrais possédant d'intéressantes caractéristiques, a été mené. Le taux de phosphore dans les plantes varie peu avec l'un ou l'autre de ces engrais.

Le facteur le plus important pour les plantes est la teneur en calcium qui est trop basse habituellement. L'absorption du calcium par les plants s'améliore lorsque le superphosphate est utilisé. La biomasse produite est reliée au taux de superphosphate impliqué. En général, le superphosphate s'est mieux comporté que le phosphate roche. Il est important de mentionner que le rapport Mg:Ca demeure toujours élevé ($\geq$ 4) suite à l'utilisation de l'un ou l'autre de ces engrais. A ce niveau, c'est l'augmentation du taux de boues à l'hectare et l'usage de gypse qui corrige efficacement la carence éventuelle des plantes en calcium même si l'ajout de superphosphate a une bonne influence. Les doses citées initialement se sont révélées être les plus intéressantes du fait que l'augmentation des taux n'a pas eu d'effets importants sur la performance et sur le besoin des plants. La baisse des taux impliquerait à plus ou moins long terme des carences et un affaiblissement du maintien général des espèces végétales.

La recette de base

Nous avons identifié précédemment les espèces végétales et les engrais les plus appropriés pour procéder à la végétalisation des haldes de résidus d'amiante. Afin de déterminer les doses réelles à considérer pour des applications en pente, nous avons dans un premier temps évalué les essais sur un terrain plat où des doses de 0 à 20 t/ha furent appliquées. La dose de 20 t/ha s'est révélée être la dose minimale à appliquer pour obtenir un rendement satisfaisant, ce qui est apparent lorsqu'on compare les parcelles ayant reçu 10 et 20 t/ha de boues solides. Dans un deuxième temps, les essais en pente sur une quarantaine de parcelles de 12 m^2 où nous avons évalué des taux de 0, 20, 40, 60 t/ha en boues solides et un taux de 20 t/ha en boues liquides, nous ont révélé qu'au taux de 20 et de 60 t/ha de boues, les plants présentaient le meilleur rendement et la meilleure santé. Au taux de 40 t/ha, les plantes concentrent à la fois les nutriants principaux et les métaux lourds alors qu'à 60 t/ha, les nutriants sont mieux captés que les métaux lourds qui semblent demeurés au niveau du sol. La quantité absorbée de l'un ou l'autre des éléments, à un taux de boues solides ou liquides de 20 t/ha, assure sans contrainte apparente une croissance normale des plants. Le choix à prendre entre les taux de 20 et 60 t/ha pour établir un couvert végétal pour une durée certaine de trois ans est une question de considération au niveau des superficies à recouvrir, des quantités de boues à disposer et du temps disponible.

Afin de favoriser une implantation plus rapide des végétaux, des tests impliquant des semences prégermées ont été menés comparativement aux semences non-prégermées. Dans les deux cas, les végé-

taux s'implantent bien. Les semences prégermées ont permis l'établissement des végétaux environ une semaine en avance sur les semences non-prégermées. S'il y a nécessité d'intervention lors d'un bris de surface du couvert végétal, l'utilisation de semences prégermées peut s'avérer un atout. Lorsque la disponibilité d'amendements secondaires tels les copeaux raméaux, la paille ou le foin se présentent dans le milieu et qu'il est possible de les incorporer économiquement au mélange résidus-boues, ils représentent une aide supplémentaire quoique non essentielle pour le maintien des végétaux et de l'apport d'azote au sol porteur. Les parcelles qui ont reçu des copeaux raméaux ont présenté un certain retard (1 à 2 semaines) lors de la levée comparativement à celles amendées par les boues et les engrais inorganiques. Après ce délai, les résultats se comparent bien aux autres parcelles. Certaines méthodes de stabilisation ont été évaluées telles l'usage de stabilisants chimiques (Aérospray), celui de paillis (Bénovert,...). Les résultats ont été positifs. Les coûts qu'engendrent ces différentes méthodes, nous ont porté à tenter un façonnage à même les résidus miniers afin de soutenir les amendements et les autres produits entrant dans les recettes d'implantation végétale. Ce travail d'excavation s'est avéré suffisamment efficace contre les intempéries normales (vents, pluies) rencontrées au niveau des haldes au point que les autres stabilisants deviennent facultatifs pour la stabilisation des résidus.

En utilisant les 8 espèces de semences citées antérieurement et en appliquant les doses de boues et d'engrais mentionnés, les premières levées suffisamment résistantes pour persévérer contre un hiver rude du Québec devraient s'établir dans un délai de deux à quatre semaines. C'est ce qui fut observé au niveau des essais sur 4 grandes parcelles d'environ 0.1 hectare sur un flanc nord et sur un flanc sud ensemencées au mois de septembre 1987.

Au plan technique

Des études plus poussées sur les besoins techniques furent entreprises lors de l'investigation des parcelles en pente. Pour la quarantaine de parcelles de 12 m^2 de superficie, l'étude des principales contraintes du sol minier seul ou en présence de boues et d'engrais, a été menée à l'aide d'instruments aussi rudimentaires que des pelles, rateaux, clinomètre et pénétromètre.

On a procédé initialement à un nettoyage grossier de la surface des sections des haldes où les essais étaient prévus. Ceci consistait à retirer tout le matériel hétérogène aux résidus par simple raclage de la surface. Cette dernière fut ensuite façonnée du haut vers le bas, à l'aide de rotoculteurs adaptés pour le travail en pente variant de 35 à 40 degrés d'inclinaison. En fendillant le sol à l'horizontal sur une profondeur de 20 à 30 cm, on crée une série de sillons parallèles à intervalles réguliers. Après cette opération, la surface de la halde a l'aspect d'un escalier dont les parties creuses reçoivent les matières premières telles les boues, les engrais, etc... De cette manière, on évite d'introduire des matériaux tels bois, fer et acier qui présentent des inconvénients lorsqu'on désire récupérer des résidus. Les boues solides ou liquides sont incorporées au sol selon des taux de 20 ou 60 t/ha. L'apport des boues solides au lieu de revégétation s'est effectué à l'aide de camions à bennes basculantes, de tracteurs et de pompes puissantes telles celles que l'on retrouve sur les camions à ciment, pour des boues devant être abaissées à un taux d'environ 13% m.s. environ.

Les boues liquides sont transportées à l'aide de camions-citernes dont les réservoirs sont munis de pompes (100 forces) similaires à celles utilisées en hydroensemencement et d'agitateurs permettant de brasser le mélange boues-engrais avant son épandage à la surface des sillons aménagés précédemment. Le sol est ensuite uniformisé en brisant le haut des marches. Les semences ont été déposées à la volée et enfouies sur environ un centimètre de profondeur. L'ensemble de ces opérations a permis d'évaluer les techniques requises pour les travaux à grande échelle. La nécessité d'éliminer la présence des ouvriers au niveau des pentes et d'obtenir une distribution uniforme des amendements, des engrais et des semences a porté l'équipe du centre à concevoir par écrit un modèle d'un véhicule aratoire permettant de travailler en complémentarité avec les citernes. Celles-ci sont équipées de pompes d'alimentation suffisamment puissantes pour fournir un mélange boues-engrais sur une distance de près de 100 mètres, la hauteur moyenne des haldes est de cet ordre de grandeur. Au niveau de la phase lll, la viabilité du couvert végétal devrait être démontrée pour les premières années de croissance et une évaluation des besoins techniques et des coûts devraient être réalisée.

A ce chapitre, seuls les coûts au niveau des semences, des engrais et des transports peuvent être évalués. Actuellement, le mélange de semences peut coûter de 900 à 1900 $/ha dépendamment du retrait des espèces les moins performantes. Le mélange d'engrais revient à 3079 $/ha. Au niveau des frais de transport, le coût d'enfouissement d'une tonne de boue est de 16 $/tonne et son transport est de l'ordre de 55 $/voyage de 25 tonnes. Étant donné la proximité des haldes de l'usine, des coûts du même ordre peuvent être considérés pour les opérations de même type à des fins de végétalisation des haldes. Pour ce qui est des coûts pour procéder à la végétalisation de l'ensemble des haldes, seul un plan conjoint de fonctionnement entre les dirigeants d'usines d'exploitation de la fibre d'amiante et les responsables d'usines de traitement des eaux et les dirigeants municipaux et gouvernementaux permettrait de fixer un coût d'opération une fois les essais sur le terrain réalisés avec un véhicule aratoire tel celui conçu au Centre spécialisé en technologie minérale du Collège de Thetford Mines.

Contrôle environnemental

Étant donné que les boues de la station de la Haute-Bécancour se sont revélées aptes à être utilisées pour des fins de valorisation agricole selon les normes établies par le ministère de l'Environnement du Québec, aucune contrainte n'a été posée face à son utilisation pour revégéter les haldes de résidus miniers lesquelles étant fortement alcalines et non vouées aux activités agricoles. Au plan du potentiel phytotoxique des métaux lourds dont les principaux sont le cuivre, le chrome et le nickel, aucun résultat n'a fait ressortir des signes critiques de toxicité aux plantes étudiées aux doses de boues (20, 40, 60 t/ha) normalement utilisées.

Au niveau de la qualité des eaux d'infiltration et de ruissellement, des tests supplémentaires ont été menés. En 1986-1987, l'étude des eaux d'infiltration des parcelles amendées au taux de 20 t/ha de boues et d'engrais appropriés ont démontré que la quantité d'oligo-éléments provenant des boues ou des engrais était détectée mais aucun des éléments ne devenait assez abondant pour constituer un danger environnemental. La quantité des nitrates lessivés suite à l'application des boues ne représente pas une grande fraction du N-total mais ce lessiva-

ge persiste toute la saison. Il est clair de ce fait que l'utilisation d'engrais contenant des nitrates solubles est à proscrire. Sans l'utilisation de ces engrais, il faut s'attendre à un taux de lessivage de 5 à 6 fois plus élevé que la norme de 10 ppm retrouvée pour l'eau potable. A ce niveau, l'ajout de matière organique riche en carbone au mélange résidus-boues permettrait possiblement de réduire les pertes en nitrates. Au niveau des coliformes fécaux et de la DBO_5, leurs taux deviennent inférieurs aux normes après 72 à 135 jours.

Des essais furent menés en serre en 1988-1989 à l'aide de tables inclinées à 40 degrés reproduisant les conditions des haldes et permettant la cueillette d'échantillons d'eau de ruissellement et d'infiltration après leur passage au travers de 20 cm de sol amendé (20, 40, 60 t/ha). Ces essais avaient pour but d'établir les effets maximum du lixiviage des résidus par des pluies intenses et intermittantes sans que les résidus ne soient jamais entièrement secs. Ces essais ont été réalisés en serre à cause de la rareté des eaux de ruissellement en conditions naturelles et de l'irrégularité des pluies durant une saison de croissance des plants. Les analyses des eaux de ruissellement et d'infiltration ont démontré qu'au niveau des oligo-éléments tels le chrome, le nickel, le cadmium et le zinc, des taux inférieurs aux normes de lixiviation prescrites pour les lieux d'enfouissement des boues d'épuration sont obtenus.

Pour les nitrates, on a retrouvé de 56 à 74 ppm après 72 jours dans le cas des eaux de ruissellement provenant des mélanges à base de boues solides de 20, 40, 60 t/ha. Jusqu'à 159 ppm ont été détectés dans la 1ère et 10e journée d'implantation des végétaux. Pour les eaux d'infiltration, des teneurs de 231 à 729 ppm au bout de 72 jours ont été relevées. Les valeurs trouvées par ces essais sont représentatives du maximum que l'on peut retrouver si on considère les forts arrosages appliqués lors des essais. Le lessivage des nitrates implique qu'un suivi régulier de leur teneur dans les eaux d'infiltration et de ruissellement soit effectué lors d'essais en terrains miniers.

Pour les analyses d'ordre microbiologique des eaux de ruissellement, on obtient au niveau des coliformes fécaux des valeurs inférieures à la norme pour l'eau récréative (400 ppm) après 1 mois de croissance végétale pour l'ensemble des taux de boues utilisés (10, 20, 40, 60 t/ha). Les valeurs de DBO_5 atteignent la limite maximale de la norme des eaux de lixiviation (40 ppm) à partir du taux de boues de 40 t/ha pour la même durée que l'évaluation des coliformes fécaux.

Dans le cas des eaux d'infiltration, seul le taux de 60 t/ha de boues excède la norme du nombre de coliformes fécaux pour l'eau récréative même au-delà d'un mois. Pour les taux de 10, 20, 40 t/ha de boues, la norme (400 ppm) n'est jamais atteinte. Les valeurs de DBO_5 indiquent que seul le taux à 10 t/ha de boues n'excède pas la norme des eaux de lixiviation. Pour les autres taux de boues utilisés (20, 40, 60 t/ha), une baisse notable de leur valeur en DBO_5 est observable à partir de la 2e semaine de croissance végétale. Après le 1er mois d'essais, les valeurs en DBO_5 sont toujours de 2 à 3 fois plus élevées que la norme permise (40 ppm).

En résumé, les oligo-éléments ne présentent pas de risque pour l'environnement. Les nitrates sont lessivés continuellement à des niveaux plus élevés que la norme de l'eau potable, unique valeur de comparaison trouvée à ce jour. Un suivi des taux de nitrates lessivés lors des essais est nécessaire. Face aux taux de coliformes fécaux, des analyses d'infiltration sont obligatoires pour les taux de 60 t/ha. Au niveau des valeurs de DBO_5, il est conseillé de les évaluer en

conditions naturelles avant de se prononcer définitivement face aux risques pour l'environnement car l'expérience effectuée en serre, était sous des conditions d'humidité nettement supérieures à ce que l'on retrouve normalement en condition naturelle. Or, en 1986-1987 dans des conditions "in situ", le taux de DBO_5 pour un mélange de 20 t/ha était inférieur à la norme environnementale.

Au plan de la sécurité de l'environnement et de l'acquisition d'un plus grand nombre de données dans le domaine de la qualité des eaux d'infiltration et de ruissellement des sols miniers amendés de boues d'épuration, il est recommendé d'effectuer un suivi (NO_3, DBO_5, coliformes fécaux) des eaux au cours des premières années de croissance des végétaux.

Conclusion

Les travaux de la phase lll ont démontré la viabilité d'un couvert végétal à la surface des haldes de résidus d'amiante établi à partir de certaines espèces de graminées et de légumineuses dont certaines espèces locales s'adaptent dès la seconde année de croissance si le sol a été amendé d'au moins 20 t/ha de boues solides ou liquides jusqu'à une limite maximale de 60 t/ha. L'ajout d'engrais à base de calcium, de phosphore et de potassium est essentiel pour la prise et le maintien à plus long terme du couvert végétal. L'utilisation d'amendements secondaires tels les copeaux raméaux, le foin, etc... sont des atouts non essentiels au même titre que les stabilisants chimiques (aérospray, etc...) et physiques (Bénovert, etc...). L'implantation d'arbustes serait à envisager suite aux premières années de croissance d'une première série de végétaux. Au plan technique, la fabrication d'un prototype et sa mise en fonction sur les terrains de résidus miniers permettraient d'établir les temps réels d'opération et les coûts impliqués. Par l'élaboration d'un plan commun de gestion des résidus miniers et des boues d'épuration par les responsables de ces déchets industriels et des différents intervenants du milieu, un plan final d'opération avec ses coûts pourrait être mis sur pied dans un proche avenir.

Au plan environnement, le taux de 20 t/ha de boues présente des conditions très sécuritaires. Pour les premières années de mise en application des conclusions de cette recherche, le suivi agronomique et chimique du sol, des plantes et des eaux demeure conseillé afin de cumuler toujours davantage de données dans ce domaine de recherche relativement jeune au Québec.

BIBLIOGRAPHIE

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION, 1985, Standard methods for the examination of water and wastewater analysis. (16e édition) A P H A.

AMERICAN SOCIETY OF AGRONOMY, Inc. Soil Science Society of America, Inc. Methods of soil analysis Part 2. Chemical and microbiological properties 2nd edition, 1982.

BARBEAU, C., COUTURE, S, ROY, V.C. (1972). Composition of the asbestos tailings from the mines of Eastern Townships of Québec. CIMM Bull, 65: 5152.

BATES, T.E. (1971). Factors affecting critical nutrient concentration in plants and their evaluation: a review. Soil science, 112: 116-130.

BERNARD, M. (1983) Aménagement des haldes d'amiante. Rapport final.

BROWN, L. ET LACROIX R. (1987) Projet de recherche sur l'ensemencement des haldes minières à l'aide de boues d'épuration. Rapport final phase II.
Centre spécialisé en technologie minérale.

BUCKMAN, H.O., BRADY, N.C. (1969) The nature and properties of soils. New York: Macmillan.

CENTRE SPÉCIALISÉ EN TECHNOLOGIE MINÉRALE (1986). Ensemencement des haldes minières à l'aide des boues d'épuration. Rapport d'étape de la phase I. Thetford-Mines: Centre spécialisé en technologie minérale.

COLLINGS, R.K. (1977). Mineral waste resources of Canada. Report No 2. Mining wastes in Quebec. MAS Report 77-55.

CONSEIL DES PRODUCTIONS VÉGÉTALES DU QUÉBEC (1985). Guide d'utilisation de l'analyse foliaire pour la production agricole. Bulletin technique no 11. Conseil des productions végétales du Québec.

CONSEIL DES PRODUCTIONS VÉGÉTALES DU QUÉBEC (1986). Plantes fourragères, culture. Ministère de l'Agriculture, des pêcheries et de l'Alimentation. 251 p.

CONSEIL DES PRODUCTIONS VÉGÉTALES DU QUÉBEC. Méthodes d'analyse des sols et des fumiers. Agdex 533. Conseil des productions végétales du Québec.

DAVIS, R.D., BECKETT, P.H.T. (1978). The use of young plants to detect heavy metal accumulations in soils. Water pollution control, 120: 193-205.

DEAN, K.C., HAVENS, R., HARPER, K.T., ROSENBAUM, J.B. (1973). Vegetative stabilisation of mill mineral wastes. In R.J. Hutnik, G. Davis (eds.)
Ecology and reclamation of drastically disturbed areas (pp. 119-136). New York : Gordon and Breach.

DRAPEAU A.S. ET S. JANCOVIC (1977). Manuel de microbiologie de l'environnement. Organisation mondiale de la santé.

DUNIGAN, E.P., DICK, R.P. (1980). Nutrient and coliform losses in runoff from fertilized and sewage sludge-treated soil. Journal of environmental quality, 9, 243-250.

ENVIRONNEMENT CANADA (1984). L'épandage des eaux usées traitées et des boues d'épuration d'origine urbaine. Rapport SPE 6-EP-84-1F. Service du protection de l'environnement, Environnement Canada.

FOLLETT, R.H. MURPHY, L.S., DONAHUE, R.L. (1981). Fertilizers and soil amendments. Englewood Cliffs (NJ.): Prentice-Hall.

GOPLEN, B.P., GROSS, A.T.H. (1977). Sweetclover production in Western Canada. Publication 1613, Agriculture Canada.

HANKS, R.J., TANNER, C.B. (1952). Water consumption by plants as influenced by soil fertility. Agronomy Journal, 44: 98-100.

HEATH, M.H., METCALFE, D.S., BARNES, R.F. (1978). Forage; the science of grassland agriculture (3rd ed.). Ames: Iowa State University.

JOLICOEUR, C. KWAK, J.C.T., LEBEL, J. (1984). La végétation: un moyen de lutte contre les poussières et de stabilisation des terrils. In: Émission de poussières résultant de l'exploitation minière et de l'élimination des déchets d'amiante. (pp. 73-87). Service de la protection de l'environnement. Environnement Canada.

KABATA - PENDIAS, A., PENDIAS, H. (1984). Trace elements in soils and plants. Boca Raton: CRC Press.

LALIBERTÉ, D. (1984). Effets des résidus de l'exploitation de l'amiante sur la qualité de l'eau dans les Cantons de l'Estrie. Document de travail 84-1, ministère de l'Environnement du Québec.

LONGMAN GROUP LIMITED 1986. Fertilizers and Manures. Longman handbooks in agriculture. 250 p.

MARIE-VICTORIN, É.C. (1964). Flore Laurentielle. (2e édition entièrement revue et mise à jour par Ernest Rouleau). Les presses de l'université de Montréal.

MINISTÈRE DE L'AGRICULTURE, DES PÊCHERIES ET DE L'ALIMENTATION DU QUÉBEC. Manuel de gestion agricole des fumiers. Ministère de l'Agriculture des Pêcheries et de l'Alimentation du Québec.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (1979). Les méthodes d'analyse du mercure dans l'eau, les sédiments, les boues, les sols, les milieux biologiques, l'air et les hydro-carbures. Rapport 79-13. Service de protection de l'environnement, Ministère de l'Environnement du Québec.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC, (1982). Guide d'information sur l'analyse physique, chimique, biologique et bactériologique des milieux environnementaux. Ministère de l'Environnement du Québec.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (1981). Les méthodes d'analyse du cadmium, chrome, cobalt, cuivre, fer, manganèse, nickel, plomb, zinc dans l'eau, les sédiments, les milieux biologiques et l'air. Bureau d'étude sur les substances toxiques. Ministère de l'Environnement du Québec.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (1982). Normes de l'eau de lixiviation des lieux d'enfouissement sanitaire. Directive 195-82. Ministère de l'Environnement du Québec.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (1987). Valorisation agricole des boues de stations d'épuration. Guide de bonne pratique. Ministère de l'Environnement du Québec.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (1986). Statistiques des relevés de la station de Thetford-Mines. Direction de la météorologie, Ministère de l'Environnement du Québec.

MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (1985). Règlement sur les déchets dangereux (Q-2, r. 12.1).

MINISTÈRE DES APPROVISIONNEMENTS ET SERVICES CANADA (1979). Recommandations pour la qualité de l'eau potable au Canada. Le groupe de travail fédéral-provincial sur l'eau potable du Comité consultatif fédéral-provincial de l'hygiène du milieu et du travail.

MEYER, D.R. (1980). Nutritional problems associated with the establishment of vegetation on tailings from an asbestos mines. Environmental pollution, 23:287-298.

MICHAUD, L.H. (1981). A manual of reclamation practice. Kingston: International Academic Services.

MOORE, T.R., ZIMMERMANN, R.C. (1975). Co-operative revegetation project 1974-1977; first year study of asbestos mine tailings. Report to the Environmental Control Committee, Quebec Asbestos Mining Association and Mines Branch, Canada Department of Energy, Mines and Resources.

MOORE, T.R., ZIMMERMANN, R.C. (1977). Establishment of vegetation on serpentine asbestos mine wastes, Southeastern Quebec, Canada. Journal of applied ecology, 14: 589-599.

MOORE, T.R., ZIMMERMANN, R.C. (1979). Follow-up studies of vegetation establishment on asbestos tailings, Southeastern Quebec, Canada. Reclamation review, 2:143-146.

OLSEN, S.R., DEAN, L.A. (1965). Phosphorus. In C.A. Black (ed.): Methods of soil analysis (pp 1035-1049). Agronomy 9. Madison:A.S.A.

PELCZAR, M.J., CHAN, E.C.S. (1981). Éléments de microbiologie. Montréal: Éditions HRW, 1982.

PROCTOR, J., MCGOWAN, I.D. (1976) Influence of magnesium on nickel toxicity. Nature, 260:134.

PROCTOR, J., WOODELL, S.R.J. (1975). The ecology of serpentine soils. Advances in ecological research, 9: 255-366.

RÈGLEMENT SUR L'EAU POTABLE (1984). Decret 1158-84. Gazette officielle du Québec.

SHUGAR, S. (1979). Effects of asbestos in the Canadian environment. Associate Committee on Scientific Criteria for Environmental Quality. Report No 16452. National Research Council of Canada.

SIMS, H.P., POWTER, C.B., CAMPBELL, J.A. (1984). Land surface reclamation: a review of the international literature. Alberta Land Conservation and Reclamation Council, Report No. RRTAC 84-1.

SOPPER, W.E., KERR, S.N. (1979). Utilisation of municipal sewage effluent and sludge on forest and disturbed land. Pennsylvania: Pennsylvania State.

SOPPER, W.E., KERR, S.N. (1982). Mine land reclamation with municipal sludge: Pennsylvania demonstration project. In W.E. Sopper, E.M. Seaker, R.K. Bastian (eds.): Land reclamation and biomass production with municipal wastewater and sludge (pp. 55-75). Pennsylvania: Pennsylvania State.

SOPPER, W.E., SEAKER, E.M., BASTIAN, R.K. (eds.) (1982). Land reclamation and biomass production with municipal wastewater and sludge. Pennsylvania: Pennsylvania State.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1983). Land application of municipal sludge: Process design manual. EPA 625. Cincinnati: Center for Environmental Research Information, U.S. Environmental Protection Agency.

WALLACE, A. ET AL. (1971). Calcium as a micronutrient for higher plants (resumé). In A. Wallace (ed.): Regulation of the micronutrient status of plants by chelating agents and other factors (pp. 190-191). Los Angeles: U.C.L.A.

WEBBER, M.D. (1979). Phosphate fertilizer and sewage sludge use on land - the potential for cadmium uptake by crops. Technology Development Report EPS 4-WP-79-2. Environmental Protection

Service, Environment Canada.

WEBBER, M.D. (1986). Épandage des boues d'épuration sur les terres agricoles - une évaluation (2e éd. rev.). Comité d'experts sur la gestion des sols et de l'eau, collaboration d'Environnement Canada et Agriculture Canada.

WEBBER, M.D. (1988). Contrôle de la concentration de métaux lourds dans les sols après épandage de boues d'égout municipales: l'approche canadienne. Sciences et techniques de l'eau, 21: 45-51.

TRAITEMENT DES EAUX DE LIXIVIATION DES LIEUX D'ENFOUISSEMENT SANITAIRE ET DES EAUX MINIERES; DEVELOPPEMENT D'UN SYSTEME DE TRAITEMENT PAR FILTRATION PASSIVE

Par:

Arnold Ross, chimiste, M.Env.
Jean Shoiry, ing. civil, M. Env.
Serrener Consultation inc.
C.P. 892, Sherbrooke (Québec) J1H 5L1

Dr. Subba Narasiah, Ph.D.
Université de Sherbrooke

Résumé de l'article

Les eaux usées de lixiviation de lieux d'enfouissement sanitaire, de lieux miniers et de boues de fosses septiques présentent un risque environnemental élevé.

Plusieurs procédés de traitement conventionnels ne réussissent pas à épurer ces eaux étant donné la très forte contamination. Dans les meilleurs cas, les coûts deviennent très élevés et les gestionnaires de ces lieux hésitent avant d'implanter de tels systèmes.

Les auteurs présentent ici un système de filtration passif constitué de tourbe et de Bio-Fil$_{mc}$. Le système, MédiaFlex, s'avère très flexible, économique et présente des rendements très intéressants. Les sulfures, les composés phénoliques ainsi que les métaux sont enlevés avec succès. De plus, le filtre assure une hygiénisation bactériologique et un effluent sans couleur et à très faible odeur ammoniacal.

Les résultats d'essais et de système à grande échelle font état de l'avancement et le développement d'un système de traitement des eaux adapté à des besoins particuliers.

Résumé des auteurs

JEAN SHOIRY, Ing. civil, M. en Env.

Depuis l'obtention de son diplôme de deuxième cycle, monsieur Jean Shoiry a travaillé dans la gestion des lieux d'enfouissement sanitaire.

De par ses connaissances, il a apporté son aide technique pour la réalisation de divers documents relativement au mode d'exploitation de tels lieux. Un des aspects auquel M. Shoiry porte une attention particulière est le traitement des eaux de lixiviation des sites d'enfouissement. A cet effet, il a réalisé, en tant qu'associé de recherche, une étude de faisabilité du traitement des eaux de lixiviation par étangs aérés ou non.

Parallèlement à son implication dans le milieu de la gestion des déchets municipaux et/ou dangereux, M. Shoiry travaille en étroite collaboration avec (2) centres universitaires (Université Laval et Université de Sherbrooke). M. Shoiry a créé en 1987 une firme de génie conseil en environnement: Serrener Consultation Inc.

ARNOLD ROSS, chimiste, M. en Env.

Travaillant au sein de Serrener Consultation Inc. depuis l'obtention de son diplôme de deuxième cycle (1987), monsieur Ross y est reconnu comme le conseiller expert dans le domaine de la gestion des déchets dangereux. Depuis peu, M. Ross cumule les fonctions de directeur de la recherche et développement chez Serrener.

Il a réalisé, à titre de chargé de projet, de nombreux mandats de recherche et développement en traitement de déchets dangereux et d'eaux usées industrielles, lixiviation et d'eaux minières. Il est reconnu comme l'initiateur et le concepteur de nouvelles technologies afin d'apporter des solutions concrètes à des problèmes de pollution industrielle, (traitement d'eaux usées industrielles, traitement d'huiles usées, stabilisation chimique).

Il a participé à la réalisation de demandes de certificat d'autorisation pour des centres de recyclage et de transfert, à l'organisation d'une collecte de déchets dangereux domestiques (formation des employés et bénévoles), à la conception d'un centre de traitement d'eaux usées industrielles, à la conception du système MédiaFlex pour le traitement d'eau huileuse, l'élaboration à l'échelle pilote et la mise en route d'un centre de recyclage de déchets dangereux et à la réalisation de plans de santé et de sécurité en vertu du SIMDUT.

SUBBA NARASIAH, Ph.D.

Le Dr. Subba Narasiah est professeur agrégé à l'Université de Sherbrooke et enseigne le génie sanitaire. Il a participé au développement du système MédiaFlex$_{mc}$ depuis le tout début. Son expertise et ses connaissances en traitement des eaux usées domestiques ou de lixiviation de L.E.S. sont reconnues et contribuent à la mise en place du système de traitement innovateur et performant.

1.0 Introduction

L'enfouissement sanitaire est le mode de gestion privilégié pour nos déchets solides d'origine domestique. Cette technique comporte certains désavantages environnementaux et on compte parmi ceux-ci la pollution engendrée par le lixiviat. Le lixiviat est produit par la percolation de l'eau à travers les couches de déchets. Il est caractérisé par une DBO_5 et une DCO élevées, un contenu en anions et métaux lourds élevé, la

présence de nombreux composés chimiques (phénols, sulfures, huiles et graisses) et d'organismes pathogènes divers (bactérie, virus).

De plus, la composition chimique du lixiviat varie selon l'âge et le degré de stabilisation du lieu d'enfouissement sanitaire.

La plupart des procédés employés pour le traitement des eaux usées ont été essayés pour le traitement des eaux de lixiviation. On retrouve les procédés biologiques aérobies et anaérobies ainsi qu'une variété de procédés physico-chimiques (Chian et De Walle, 1977; Steiner, 1977; Shoiry et Sérodes, 1986).

Les travaux de Robinson et Moris, 1979 et Palit et Quasim, 1977, ont montré qu'il était possible de traiter le lixiviat en combinaison avec un procédé biologique conventionnel par boues activées malgré certaines difficultés.

Robinson et Moris, 1985 constatent que le L.E.S. agit comme un filtre percolant anaérobie démontrant la faisabilité de la recirculation du lixiviat. Malgré les nombreuses techniques applicables, le traitement du lixiviat de L.E.S. demeure un des principaux problèmes pour les gestionnaires de site.

Les chercheurs ont constaté que les procédés de traitement biologiques deviennent moins appropriés avec l'âge et la stabilisation progressive des déchets. De plus, les procédés physico-chimiques sont peu efficaces pour l'enlèvement de la matière organique dissoute et nécessite une infrastructure plus complexe et par conséquent, demeure plus coûteux.

Face à cette réalité, nous avons développé un procédé de traitement simple, opérationnel en tout temps malgré l'âge du site, et peu coûteux.

Le système MédiaFlex (en instance de brevet) vise à apporter une solution au rejet dans l'environnement de divers polluants. Le système MédiaFlex est basé sur la combinaison de milieux filtrants; son efficacité provient de la synergie de ces milieux filtrants qui, dans les procédés conventionnels, sont utilisés séparément.

Le système repose sur l'utilisation de milieux filtrants composés de tourbe et de Bio-Fil$_{mc}$ associés à des composantes facilitant l'écoulement et le montage du système (sable, gravier et géotextile).

Le pouvoir épurateur de la tourbe et des tourbières est reconnu depuis longtemps. On retrouve dans la littérature des applications pour le traitement des eaux usées des effluents de fosses septiques ou des eaux de lixiviation (Meunier, 1985; Nichols et Boelter, 1982; Rock et Al, 1984; Brooks et Al., 1984). La filtration sur tourbe permet l'enlèvement des solides, des métaux et des matières organiques. Cependant, des problèmes de couleur dûs aux acides humiques ont été constatés.

La filtration sur charbon activé met en oeuvre des phénomènes d'adsorption du fait de sa très grande surface spécifique (1 000 à 1 500 m^2/g). La regénération du charbon, consommatrice d'énergie et de ce fait coûteuse,

constitue un frein à l'utilisation de ce procédé pour le lixiviat de L.E.S.

La force et l'originalité du système MédiaFlex est d'utiliser le Bio-Fil$_{mc}$ et de combiner les avantages de tous ces procédés pour parvenir à un degré d'épuration plus élevé.

2. Description du système MédiaFlex

Le système de filtration développé par Serrener Consultation inc., le procédé MédiaFlex, repose sur une utilisation de couches filtrantes multiples, comme le montre la figure 1, chacune de ces couches ayant son propre rôle à jouer:

- le sable, la tourbe et le charbon de bois constituent les milieux filtrants;
- le gravier constitue une protection de surface, un support et un milieu poreux pour assurer l'écoulement final;
- le géotextile placé entre chacune des couches permet de maintenir chacune d'elles en place et d'éviter leur mélange.

L'épaisseur des milieux filtrants peut varier en fonction de la qualité des eaux ou des produits à traiter. Le dimensionnement des lits filtrants est établit en fonction de la qualité de l'eau et du débit moyen (volume d'eau à traiter).

La chronologie des couches filtrantes doit être respectée conformément à la figure 1, la couche de tourbe doit être maintenue en amont de la couche de Bio-Fil$_{mc}$ car celle-ci atténue les effets secondaires de la filtration sur tourbe (baisse du pH, coloration, augmentation de la charge organique).

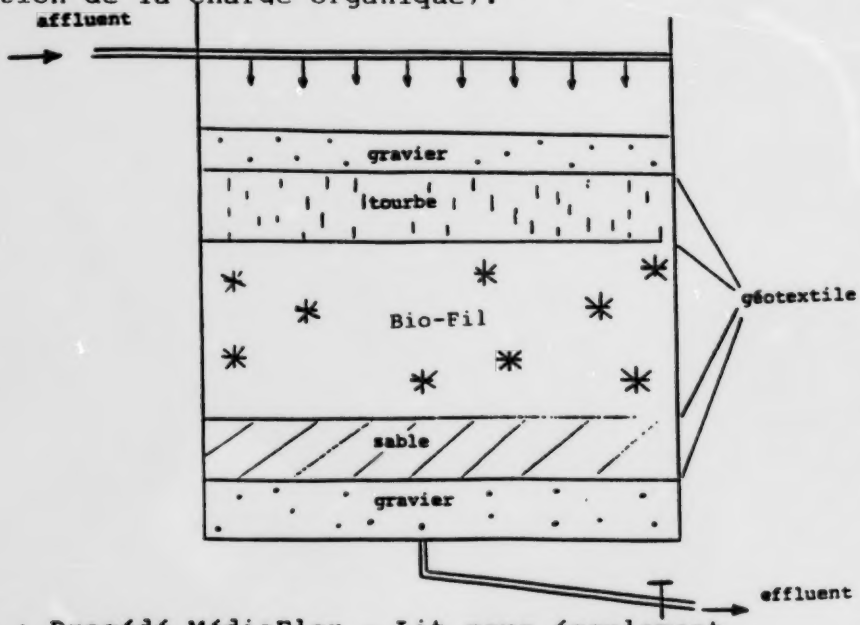


FIGURE 1 : Procédé MédiaFlex - Lit pour écoulement gravitaire (Serrener Consultation inc.)

Tourbe

La tourbe est un dépôt organique formé de matière végétale morte et partiellement décomposée. Elle est composée de plusieurs catégories de matières organiques telles les cires, les cendres, les bitumes, les holocelluloses (cellulose et hemicellulose), les matériaux humiques (acides humiques, fulviques et hymatomelanies) et les lignines, dont la composition dépend des plantes originales et du degré de décomposition. Le pouvoir épurateur de la tourbe et des tourbières est reconnu depuis longemps. La capacité de la tourbe pour enlever les substances polluantes est due à plusieurs de ses propriétés: sa structure cellulaire, sa grande surface spécifique, sa porosité et sa capacité d'échange d'ions. Quatre (4) mécanismes d'enlèvement sont reconnus: l'échange ionique, la complexation des métaux, l'adsorption et la filtration des matériaux particulaires.

La capacité d'échange ionique est favorisée par la présence de molécules organiques de charge négative telles les acides humiques, uroniques et fulviques riches en éléments carboxyles (-COOH) et hydroxyles (-OH). Les contaminants à charge positive (cations) comme les sels de métaux sont attirés par ces fonctions qui ont un hydrogène échangeable. Le nombre de ces fonctions et, par conséquent, la capacité d'échange cationique (CEC) augmente avec une plus grande humidification de la tourbe.

La complexation des métaux ou la chélation implique la formation d'un complexe entre un cation et une fonction anionique où il y a partage d'électrons.

Un troisième mécanisme de rétention des métaux et des matériaux organiques est par l'adsorption où les molécules sont fixées à la surface d'un solide par l'intermédiaire des liaisons de type Van der Waals.

Le dernier mécanismes d'enlèvement de contaminants est par filtration des particules en suspension et des métaux précipités. L'efficacité de la filtration dépend des propriétés physiques et chimiques du milieu filtrant ainsi que de celles de l'eau à traiter et du taux de filtration.

Les caractéristiques physico-chimiques de la tourbe sont présentées dans le tableau 1.

La tourbe permet l'enlèvement à des taux variables des solides, des huiles et graisses et des métaux.

Cependant, le lessivage des acides humiques et fulviques contribue à un abaissement du pH ainsi qu'à une augmentation de la concentration de DBO et DCO et de la couleur dans l'effluent.

Bio-Fil

Le Bio-Fil$_{MD}$ constituent le principal milieu filtrant utilisé dans le procédé MédiaFlex. Ses caractéristiques sont données au tableau 1.

TABLEAU 1
Caractéristiques physico-chimiques des matériaux filtrants (avant filtration)

Paramètres	Bio-Fil$_{mc}$	Tourbe
Densité (g/cm^3)		
non-compactée	0,18	0,11
Porosité (%)	48	44
Perméabilité (cm/j)	8 X 10^{-3}	1,6 X 10^{-4}
Indice d'iode	185	--
pH	12 à 12,5	4,5 à 5,5
Métaux (mg/kg)		
Al	7 508	--
Ca	112 594	1 576
Cd	11,6	1,81
Co	49,2	0,0
Cr	37,0	0,0
Cu	30,0	25,0
Fe	4 296	926
K	27 348	83
Mg	8 398	1 368
Mn	--	38
Na	1 303	268
Ni	19,3	1,81
Pb	57,6	15,4
Zn	58,0	16,3

Le mécanisme de filtration du Bio-Fil$_{mc}$ repose sur l'adsorption chimique, la précipitation chimique, et la filtration des matières particulaires. Ces caractéristiques permettent d'obtenir des rendements d'enlèvement des substances organiques, des métaux, des matières en suspension et de la couleur, très intéressants. En outre, le Bio-Fil$_{mc}$ entraîne une stabilisation bactériologique complète et, par conséquent, une diminution des odeurs nauséabondes des eaux usées.

La filtration sur Bio-Fil$_{mc}$ permet de pallier les inconvénients de l'étape précédente sur tourbe. Outre l'enlèvement des matières en suspension et des huiles et graisses, ce procédé est efficace pour retenir les micropolluants et notamment les phénols.

Sont également retenus, les métaux dont le pH de précipitation se situe entre 10 et 12. L'augmentation du pH de l'effluent après passage sur la couche de Bio-Fil$_{mc}$ constitue un inconvénient auquel il est possible de remédier par une aération finale. En effet, une aération naturelle permet de ramener le pH à la neutralité.

Sable

La couche de sable retient les solides en suspension et notamment les particules d'hydroxydes métalliques précipités. Il s'agit là d'une étape de finition, bien connue mais essentielle, car les 2 premières couches filtrantes ont déjà retenu une grande partie. Le sable constitue également un milieu poreux tout comme le gravier favorable à un meilleur écoulement de l'effluent, ce qui diminue le risque de colmatage à la sortie du filtre.

Gravier et géotextile

Le gravier joue le rôle de support pour favoriser l'écoulement et le géotextile fait office de membrane séparant les milieux filtrants. Tous deux assurent donc la tenue physique du filtre.

TRAITEMENT DES EAUX DE LIXIVIATION DE LIEUX D'ENFOUISSEMENT SANITAIRE

Essais de laboratoire

Les premiers travaux relatifs au traitement de lixiviat de L.E.S. ont été effectués en laboratire sur des colonnes ne contenant que du Bio-Fil$_{mc}$ et ayant un diamètre de 3,0 cm et avec des hauteurs de milieux filtrants de 7,0 cm. Le poids du Bio-Fil$_{mc}$ se situait aux environs de 7,0 g + 0,1 g.

Ces premiers travaux avaient comme objectif de démontrer le potentiel de la cendre de bois pour le traitement des eaux. Ces essais ont été effectués à l'aide d'eau usée synthétique ne contenant qu'un seul contaminant pour chaque essai.

Les tableaux 2 et 3 résument les résultats obtenus lors de ces travaux. Nous avons traité l'eau jusqu'à ce que le pH revienne à la valeur initiale. Certains cas ont présenté un retour à la normale très rapide ayant comme conséquence la faible quantité d'eau recueillie.

Ces résultats ont démontré l'efficacité du traitement et particulièrement dans le cas du fer, du plomb, du phénol et des sulfures.

Dans le cas du fer, aucun point de surchage (breakthrough) n'a été enregistré malgré le volume d'eau traité (1 697 ml). Le cas des sulfures est plus étonnant avec approximativement 4 000 ml d'eau traitée avant d'observer une hausse de la concentration.

Tous les autres essais ont montré que l'on peut traiter 125 ml approximativement avant d'enregistrer une chute de l'efficacité.

On peut noter également que la valeur de pH optimum pour l'enlèvement des métaux est de 10,5 à 11,5 sauf pour le fer, 8,0 à 12,0 et le plomb, 8,5 à 11,5. Ceci explique l'efficacité de l'enlèvement du plomb et du fer

TABLEAU 2

Enlèvement des métaux en fonction du volume d'eau traité et du pH

Cd			Cr			Cu			Fe		
pH	Volume* percolé	(Cd) mg/l	pH	Volume* percolé	(Cr) mg/l	pH	Volume* percolé	(Cu) mg/l	pH	Volume* percolé	(Fe) mg/l
3,10	--	0,91	3,07	--	1,77	3,21	--	2,82	2,89	--	10,35
11,52	120	0,05	11,15	122	0,29	11,25	118	0,13	12,56	40	0,05
6,99	233	0,23	6,26	231	0,76	7,66	244	0,46	11,85	97	0
3,79	351	0,49	3,29	341	1,00	3,79	346	2,25	11,07	508	0
--	--	--	--	--	--	--	--	--	10,58	696	0
--	--	--	--	--	--	--	--	--	9,85	895	0
--	--	--	--	--	--	--	--	--	9,46	936	0
--	--	--	--	--	--	--	--	--	8,92	1 111	0
--	--	--	--	--	--	--	--	--	8,58	1 204	0
--	--	--	--	--	--	--	--	--	7,79	1 400	0,01
--	--	--	--	--	--	--	--	--	7,54	1 498	0,04
--	--	--	--	--	--	--	--	--	7,29	1 598	0,07
--	--	--	--	--	--	--	--	--	7,17	1 697	0,07

* Volume culumatif

TABLEAU 2 - (suite)

Mn			Ni			Pb			Zn		
pH	Volume* percolé	(Mn) mg/l	pH	Volume* percolé	(Ni) mg/l	pH	Volume* percolé	(Pb) mg/l	pH	Volume* percolé	(Zn) mg/l
2,80	--	4,01	2,84	--	1,73	3,13	--	2,01	3,18	--	5,83
10,70	116	0,43	11,52	108	0,12	12,02	114	0,09	11,13	118	1,78
10,64	399	0,93	8,98	184	1,26	11,18	232	0,06	3,47	237	5,25
8,68	501	2,86	3,93	280	1,68	10,79	593	0,04	--	--	--
7,60	580	2,92	--	--	--	9,99	709	0,03	--	--	--
7,16	685	4,06	--	--	--	9,37	987	0,02	--	--	--
--	--	--	--	--	--	8,84	1 110	0,03	--	--	--
--	--	--	--	--	--	8,72	1 337	0	--	--	--
--	--	--	--	--	--	8,40	1 455	0,04	--	--	--
--	--	--	--	--	--	7,11	1 581	0,37	--	--	--
--	--	--	--	--	--	5,76	1 716	0,52	--	--	--

* Volume cumulatif

TABLEAU 3

Enlèvement du phénol et des sulfures en fonction du volume d'eau traité et du pH

Paramètre	Phénol			Sulfures			Sulfures		
	pH	Volume* percolé	(Phénol) mg/l	pH	Volume* percolé	(S^-) mg/l	pH	Volume* percolé	(S^-) mg/l
	--	--	6,32	9,94	--	9	--	--	--
	--	107	3,99	11,99	50	0,4	10,23	3830	0,4
	--	211	3,10	10,44	4752	0,6	10,25	5402	1
	--	325	1,09	11,60	556,5	0,2	9,98	5688	1,3
	--	426	0,53	11,42	613	<0,1	--	--	--
	--	519	0,49	10,38	1523,5	0,1	--	--	--
	--	636	0,59	10,30	2811,5	0,1	--	--	--
	--	754	0,63	10,28	2 922,5	0,2	--	--	--
	--	862	0,76	--	--	--	--	--	--
	--	--	--	--	--	--	--	--	--
	--	--	--	--	--	--	--	--	--
	--	--	--	--	--	--	--	--	--
	--	--	--	--	--	--	--	--	--

* Volume culumatif

puisque le pH de l'effluent varie selon le volume percolé.

Nous avons conclu de ces résultats que le mécanisme d'enlèvement des métaux est basé sur la précipitation chimique et la filtration des solides formés à travers la couche filtrante.

Nous avons déterminé l'isotherme d'adsorption des phénols qui correspond le mieux aux résultats obtenus. L'isotherme de Freudlich, avec une corrélation linéaire de 0,97, nous semble approprié selon l'équation suivante:

$$\frac{X}{M} = K \times Ce^{1/n}$$

où

X : masse de contaminant enlevé
M : masse de milieu filtrant
Ce : concentration à l'équilibre
K : 2,4068 $\frac{cm^3 \text{ Bio-Fil}}{mg \text{ phénol}}$
n : 2,77

Les essais suivants ont été réalisés en laboratoire avec succès pour le traitement de lixiviat de L.E.S. Le montage comprenait une colonne de 16 cm de diamètre, d'une hauteur de 30 cm de Bio-Fil$_{mc}$ et 15 cm de tourbe. Le taux de chargement hydraulique est de 30 cm/jour. Ces essais ont porté sur deux lixiviats provenant de deux sites différents, Ste-Cécile-de-Milton et Victoriaville. Les résultats de ces essais sont présentés au tableau 4. On constate globalement un très bon rendement sur l'enlèvement des matières en suspension, des métaux (et notamment Fe, Zn, Mg, Mn) et des huiles et graisses. Le filtre est également efficace pour la réduction des chlorures, des sulfates, de la DBO_5 et de la DCO.

Le lixiviat de Ste-Cécile-de-Milton est caractérisé par une forte charge polluante inorganique et organique. De façon qualitative, le lixiviat de Ste-Cécile-de-Milton est beaucoup plus coloré (brun-noir) que celui de Victoriaville. L'odeur acre des deux lixiviats est à peu de chose près similaire. A la sortie du filtre, les deux lixiviats présentent une coloration réduite (incolore à jaune pâle) et une faible odeur d'ammoniac. Compte tenu du pH obtenu, cette odeur est normal et le pH élevé accélère le dégazage de l'ammoniaque.

Essais pilote

Les essais de traitement de lixiviat en laboratoire ont été suivi d'essais sur le terrain avec une unité pilote. Celle-ci a été montée au site de Ste-Cécile-de-Milton. Le tableau 5 nous présente les résultats obtenus.

TABLEAU 4

Concentrations moyennes (en mg/l) et pourcentage d'enlèvement de la charge polluante de 2 lixiviats après filtration sur MédiaFlex (essais en laboratoire)

	Ste-Cécile-de-Milton			Victoriaville		
	Entrée	Sortie	%	Entrée	Sortie	%
Ca	773	51,9	33	255	571	--
Cd	0,05	0,03	40			
Cd	0,7	0,04	94	0,06		
Cr	< 0,05	< 0,05	--	0,22	< 0,05	< 77
Cu	0,53	0,21	60	0,11		
Fe	288	0,74	99,7	64,2	0,34	99,5
Na	780	313	52	--	--	--
Ni	0,32	0,11	66			
Pb	0,25	0,11	56	0,13	0,22	--
Zn	1,23	0,01	99			
K	789	603	23	194	160	18
Mg	145	51	65	53,9	0,25	99,5
Mn	34,7	1,3	96	6,4	0,16	97,5
SO_4^{-2}	517	451	13	42	--	--
Cl^-	259	139,4	46	--	--	--
MES	640	14	98	--	--	--
MVS	250	11	96	--	--	--
$Sol._{tot}$	10 900	8 150	25	3 100	2 250	27
$Sol.vol._{tot}$	4 950	3 200	35	1 300	450	65
H/G	402	46	88	--	--	--
$N\text{-}NH_4^+$	435	157	64	106	16,4	85
Pt	6,2	1,6	74	--	--	--
DBO_5	7 841	4 727	40	2 094	61	97
DCO	12 456	5 941	52	2 577	525	80
pH	6,36	8,51	--	6,81	12,3	--

TABLEAU 5

Concentration moyenne (mg/l) de la charge polluante - filtration de lixiviat sur MédiaFlex (essai pilote à Ste-Cécile-de-Milton)

	Entrée	Sortie	% Enlèvement
DCO	10 438	4 839	53,6
COT	3 467	1 522	56,1
MES	170	7	95,9
Sulfures	15,7	3,9	75,0
Calcium	340	771	--
Chrome	0,24	< 0,05	< 79,2
Cuivre	0,09	0,061	33,3
Fer	204	0,16	99,9
Magnésium	114	0,97	99,1
Manganèse	22,3	< 0,02	< 99,9
Nickel	0,18	0,14	22,2
Plomb	0,14	< 0,05	< 64,3
Zinc	0,74	0,04	94,6
pH	6,13	12,03	--

Le lit filtrant d'une superficie de 400 m² était composé de gravier, sable et Bio-Fil$_{mc}$ à un taux de chargement hydraulique de 30 cm/j. Malgré l'absence de tourbe, on constate un très bon enlèvement des métaux (Fe, Mn, Zn) et également des matières en suspension. Cependant, la réduction de la charge organique est moyenne. Le comportement est à peu de chose près similaire aux résultats obtenus lors des essais sur colonne. Le système a été en marche pour une période de 3 mois et était opéré 6 heures/jour et 5 jours/semaine.

Face aux directives du ministère de l'Environnement, deux problèmes se présentent, soit le pH élevé et la charge organique résiduelle. Afin de résoudre ce problème, nous avons ajouté au filtre une étape supplémentaire qui consiste à une aération artificielle ou non dans un bassin secondaire. L'aération permet de réduire le pH et d'améliorer le rendement vis-à-vis l'enlèvement de la DCO. D'autres techniques sont à l'étude actuellement basé sur des procédés physico-chimique et biologique plus conventionnels.

Nous avons donc orienté nos travaux de terrain à grande échelle vers la combinaison du filtre et d'un bassin de polissage ou d'aération.

Essais à grande échelle

Trois systèmes majeurs ont été installer à titre expérimental. Il s'agit des L.E.S. de Lac Mégantic, de Ste-Cécile-de-Milton et du canton de Magog.

L.E.S. Lac Mégantic:

Le système de traitement de Lac Mégantic comprend un filtre MédiaFlex de 10 m X 20 m et un étang de polissage.

Les premiers résultats présentés au tableau 6 nous démontrent deux choses, soit la faible contamination du lixiviat à l'entrée du filtre avec une DCO de 286 mg/l et l'efficacité du traitement combiné.

TABLEAU 6

Traitement des eaux de lixiviation provenant du L.E.S. de Lac Mégantic

Paramètre	Entrée du filtre	Sortie du filtre	Sortie du bassin de polissage
pH	6,81	8,51	8,52
DCO	286	103	91
MES	242	107	30
NH_4^-	142	15	16
Cuivre	0,47	0,09	0,11
Fer	34,4	2,51	3,92
Zinc	0,90	0,05	0,03

L.E.S. canton de Magog

Le lieu d'enfouissement sanitaire Bestan inc. à Magog possède un système de filtration MédiaFlex. Un suivi des rejets a été mis en place et déjà les premiers résultats nous semblent très encourageants. Le tableau 7 résume quelques-uns des résultats.

La première observation intéressante consiste en l'enlèvement des métaux qui est très efficace et ce, malgré un pH plutôt bas (4,25). Les sulfates et les sulfures ont été réduits respectivement de 150 à 23 mg/l et 6,20 à 0,23 mg/l. On constate également une stabilisation bactériologique très intéressante avec des rendements maximals de 99,6% pour les coliformes totaux et 99,8% pour les coliformes fécaux. La DBO_5 et la DCO, bien que réduite de 3 800 à 1 080 mg/l et 5 600 à 1 520 mg/l respectivement, nous démontrent une charge organique encore élevée. C'est pour cette raison qu'un étang de polissage a été installé à la sortie des derniers filtres. Malheureusement, aucun résultats n'est encore disponible pour l'instant.

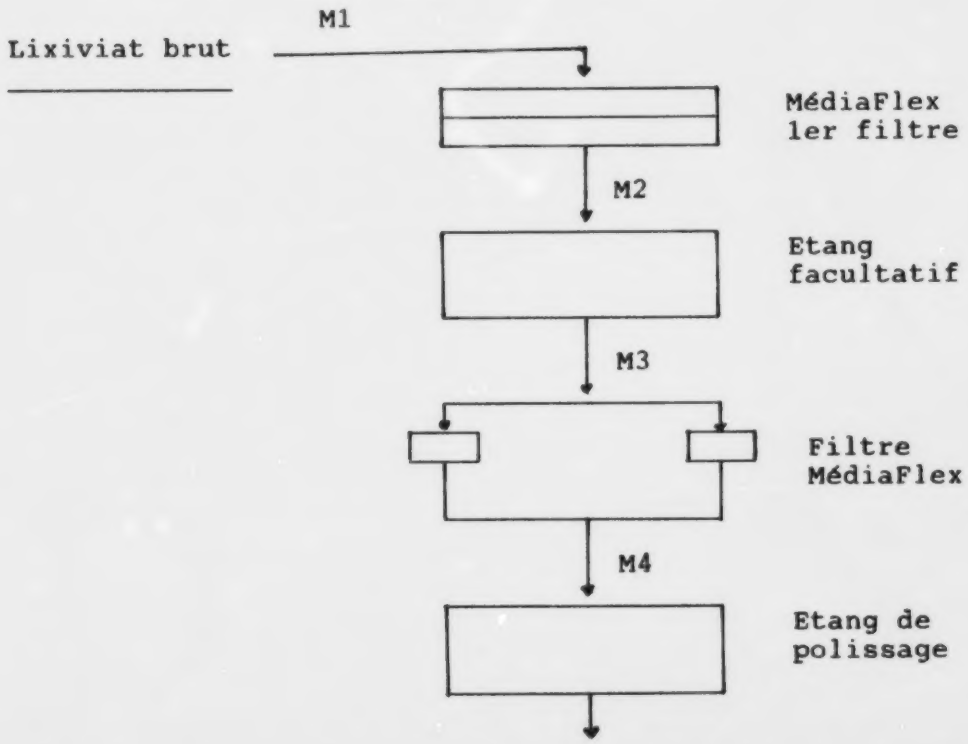
TABLEAU 7

Suivi du projet de démonstration Bestan inc.
(échantillonnage du 24-05-89)

	M1 (mg/l)	M2 (mg/l)	M3 (mg/l)	M4 (mg/l
Fer	205	32		
Manganèse	22,0	8,2		
Nickel	0,10	< 0,10		
Plomb	0,20	< 0,10		
Zinc	5,20	0,10		
TKN	225	204		
Phosphore tot.	4,5	0,8		
Sulfates	150	23		
Chlorures	1 230	960		
Sulfures	6,20	0,23		
pH	6,63	7,25	7,60	7,38
DBO_5	3 800	3 040	1 990	1 080
DCO	5 660	4 500	2 620	1 520
Col.tot.	1 700	1 100	30 000	100
Col.fécaux	200	100	23 000	35

M1 : Lagune de lixiviat brut
M2 : Après le premier filtre
M3 : A la sortie de la lagune facultative
M4 : A la sortie du dernier filtre

Le schéma suivant démontre l'écoulement des eaux.



L.E.S. Ste-Cécile-de-Milton

Le système de traitement de Ste-Cécile-de-Milton a subit plusieurs modifications techniques au cours de l'année. Actuellement en attente, le système comprendra un filtre MédiaFlex de 15 m X 60 m comprenant 30 cm de tourbe et 30 cm de Bio-Fil$_{mc}$ suivi d'un étang aéré et d'un étang de polissage. L'alimentation en lixiviat se fera par pompe submersible et la distribuiton sera réalisée à l'aide de gicleurs.

Traitement des eaux minières

Des essais en laboratoire et à grande échelle ont été réalisés pour le traitement des eaux acides de drainage provenant d'un ancien site minier. L'épaisseur des différents milieux filtrants peut, en effet, être modifiée en fonction de la nature des eaux à traiter. Tenant compte de l'acidité des eaux minières, il a été décidé de réduire l'épaisseur de la couche de tourbe (15 cm) par rapport à celle du Bio-Fil$_{mc}$ (35 cm). Le taux d'application hydraulique était de 28 cm/j pendant la première phase des essais et a ensuite été doublé.

Le tableau 8 indique les concentrations de divers paramètres avant et après la filtration pour chaque 10 litres d'eau filtrée.

Les résultats présentés au tableau 8 permettent de vérifier l'efficacité du procédé et de déterminer le seuil de saturation du système de filtration, c'est-à-dire le moment à partir duquel le lit filtrant ne retient plus les polluants, et peut même relarguer progressivement dans l'effluent ceux qui s'y sont accumulés.

Comme le montre le tableau 8, les taux d'enlèvement des métaux sont excellents, à l'exception du Pb.

Lors de la filtration des 50 premiers litres, le Cu, le Fe, le Mn et le Zn ont tous eu un enlèvement supérieur à 99%.

Après le passage de 80 litres, on observe une baisse de pH à 8,45 et une augmentation des concentrations en Zn et Mn, ce qui suggère une saturation de la colonne.

Après 90 litres, on note également un relargage du Cu et du Ni. On retient donc que le point de saturation observée du filtre se situe à pH = 8,5.

Le Bio-Fil$_{mc}$ joue ici un rôle essentiel sur l'enlèvement des métaux car, en élevant le pH de l'eau, le Bio-Fil$_{mc}$ permet la formation d'hydroxydes métalliques insolubles, retenus à la surface des particules du filtre.

Dans le tableau 9, la quantité adsorbée par la colonne est calculée pour chaque métal. Au total, 59 258,5 mg de métaux ont été adsorbés par la colonne qui

TABLEAU 8

Concentration des paramètres analysés à l'effluent de la colonne filtrante

Paramètres (mg/l)	Affluent (fossé)[1]	Litres d'eau acide passés											% enlèvement	
		10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Moy.	50 l	100 l
pH	2,50	11,20	10,90	10,55	9,45	9,90	9,00	8,90	8,45	7,95	6,85	8,40	-	-
Alcalinité	0	-	160	-	40	50	42	46	70	-	340	107	-	-
Cond.	5400	-	3560	2200	2000	3075	2900	3100	3000	4000	3000	2780	-	-
MES	7	2,8	1,5	0,4	2,3	2,5	4,3	1,4	2,7	2,4	2,17	73	73	69
Cd	0,86	<0,01	<0,03	0,04	0,04	0,05	0,05	0,06	0,04	0,06	0,07	0,04	96	95
Cu	36,2	0,05	0,07	<0,02	<0,02	0,09	<0,02	0,11	0,17	0,10	5,87	0,05	> 99	98
Fe	620	0,28	0,10	0,05	0,08	0,05	<0,01	<0,03	0,05	0,13	0,09	0,09	> 99	> 99
Mn	35,9	0,05	<0,02	<0,01	<0,01	<0,02	<0,01	<0,02	0,03	133	219	35	> 99	3
Ni	1,31	0,08	<0,02	<0,04	<0,04	0,05	0,05	0,05	0,05	2,08	-	0,27	96	80
Pb	0,25	0,36	0,15	0,15	0,19	0,27	0,26	0,26	0,29	0,32	0,36	0,26	22	0
Zn	180	0,06	0,05	<0,02	0,05	0,04	<0,02	<0,02	<0,03	2,26	188	21,5	> 99	88

(1): Basé sur 4 échantillons (21-06, 01-07, 05-07, 12-07, 20-07-88)

TABLEAU 9

Quantité de métaux (en milligrammes) adsorbés par la colonne Médiaflex pour chaque 10 litres d'eau de mine ajoutés

Nb litres passés dans colonne	mg de métaux adsorbés par la colonne								Total cumulatif
	Cd	Cu	Fe	Mn	Ni	Pb	Zn	Total	
10	4,56	70,54	3978,7	166,3	7,8	-1,0	1179	5406	5406
20	-0,3	47,7	743	33,8	1,6	2,5	145,5	973,8	6379,8
30	3,6	270,8	2849,5	183	3,8	0	799,8	4110,5	10490,7
40	3,6	270,8	2849,2	182,9	3,8	-0,4	799,5	4109,4	14599,7
50	3,5	270,1	2849,5	182,8	3,7	-1,2	799,6	4108	18707,7
60	8,8	519,8	6129,9	414,9	13,3	1,3	1829,8	8917,8	27625,5
70	8,7	518,9	6129,7	414,8	13,4	1,3	1830	8916,8	36542,3
80	9,2	553,3	6609,5	473,7	15,1	1,3	1829,7	9491,8	46034,1
90	9	554	6608,7	-856	-5,2	1	1564	7875,5	53909,6
100	8,9	496,3	6609,1	-1716	----	0,6	-50	5348,9	59258,5
TOTAL	59,56	3572,24	45356,9	-519,8	57,3	5,4	10726,9	59258,5	

contenait 1,405 kg de matériaux filtrants. Ceci correspond à un taux d'enlèvement des métaux voisin de 42 g/kg matériau filtrant.

En début de saturation, c'est-à-dire après filtration de 80 litres d'eaux minières, 46,03 g de métaux ont été adsorbés, ce qui signifie que, dans les conditions de l'expérience, la saturation de la colonne était atteinte pour un enlèvement de 32,76 g/kg de matériau filtrant.

Essais sur le terrain

Le système de filtration MédiaFlex$_{mc}$ a été aménagé pour le traitement des eaux provenant d'un lieu minier localisé en Estrie. La dimension de celui-ci était de 48,3 m par 14,5 m et chaque couche contenait 30 cm de milieu filtrant.

Les essais se sont déroulés en deux phases à l'automne 1988. Au total, un volume de 5 975 m^3 a été filtré à un débit allant de 60 à 200 gal.imp./minute. Les résultats (tableaux 10 et 11) démontrent une très bonne efficacité du procédé. On observe une remontée du pH à des valeurs neutres ou légèrement basiques et des rendements excellents sur l'enlèvement des métaux. Le Cu et le Fe ont des rendements toujours supérieurs à 99%; les concentrations dans l'effluent pour ces deux métaux sont bien en-deçà des normes de rejet.

Le rendement moyen d'enlèvement du Ni est de 82% sur les deux périodes et la norme de rejet est là encore respectée. Dans le cas du Zn, bien que l'on obtienne des rendements compris entre 92,7 et 99,9%, l'effluent est le plus souvent légèrement hors norme du fait de la forte contamination des eaux en Zn. Le taux d'enlèvement du Pb est généralement bon et permet de respecter les normes de rejet.

L'expérimentation réalisée sur le terrain avec le filtre MédiaFlex pour le traitement des eaux acides de mine a démontré l'efficacité du système à grande échelle et a confirmé les valeurs de rendement obtenues en laboratoire.

La saturation du filtre ne semble pas avoir été atteinte en terme de relargage important des métaux même si les concentrations de Zn à l'effluent ont augmenté graduellement vers la fin de l'expérimentation.

Le tableau 12 présente le bilan de masse lors du traitement des eaux du lieu minier Solbec-Cupra. Le volume d'eau traité à été tout près de 6 000 m^3.

TABLEAU #8: Résultats analytiques (première phase d'expérimentation)

paramètre (mg/l)	norme de rejet directive 019 (1)	date 20-10 entrée/sortie a) % d'enlèvement b)	22-10	25-10	26-10	27-10	28-10
pH	6,5 - 9,5	4,1/11,1 a)	-/9,32	4,16/9,14	3,98/10,52	3,82/9,24	4,08/8,88
alcalinité	------	10/233	0/140	14/144	13/452	10/120	12/100
M.E.S	25	-----	-----	------	-------	-------	-------
Cu	0,30	6,8/0,03 99,6% b)	12,3/0,05 99,6%	14,7/0,05 99,7%	18,8/0,05 99,7%	16,7/0,13 99,2%	16,7/0,14 99,2%
Fe	3,00	19,2/0,15 99,2%	88,1/0,24 99,7%	111/0,29 99,7%	123,2/0,75 99,4%	113,9/1,12 99,0%	114/0,51 99,6%
Ni	0,50	0,44/0,07 84,1%	0,7/0,09 87,1%	0,73/0,14 80,8%	0,9/0,11 87,8%	0,89/0,06 93,3%	0,86/0,16 81,4%
Pb	0,20	1,2/0,26 78,3%	0,97/0,08 91,8%	0,47/0,23 51,1%	0,88/0,30 65,9%	0,84/0,31 63,1%	0,72/0,26 63,9%
Zn	0,50	53,4/0,05 99,9%	91/2,51 97,2%	109/8 92,7%	123/1,85 98,5%	124/2,39 98,1%	126/4,99 96,0%

(1) Industries minières, MENVIQ, février 1988

TABLEAU II: Résultats analytiques (deuxième phase d'expérimentation)

paramètre (mg/l)	norme de rejet directive 019 (1)	date 03-11 entrée/sortie % d'enlèvement	04-11	07-11	08-11	09-11	10-11
pH	6,5 - 9,5	4,44/8,99	3,87/8,53	3,80/8,31	3,73/7,73	3,67/7,59	3,7/7,65
alcalinité	------	19/130	8/70	4/80	2/75	0/86	0/90
M.E.S	25	-----	-----	------	-------	-------	--------
Cu	0,30	13,8/0,06 99,6%	15,5/0,06 99,6%	16,2/0,03 99,8%	15,1/0,04 99,7%	15,1/0,05 99,7%	15,1/0,07 99,5%
Fe	3,00	86,3/1,50 98,3%	91,4/0,22 99,8%	82,1/0,11 99,9%	81,3/0,13 99,8%	75,2/0,15 99,8%	73,8/0,14 99,8%
Ni	0,50	0,85/0,1 88,2%	0,91/0,09 90,1%	0,88/0,10 88,6%	0,87/0,20 77,0%	0,87/0,35 59,8%	0,89/0,31 65,2%
Pb	0,20	0,58/0,31 46,6%	0,85/0,23 72,9%	0,92/0,29 68,5%	0,95/0,30 68,4%	0,90/0,31 65,6%	0,95/0,25 73,7%
Zn	0,50	103/2,89 97,2%	115/2,51 97,8%	111/4,33 96,1%	121/11,9 90,2%	106/21,1 80,1%	109/22,4 79,4%

(1) Industries minières, MENVIQ, février 1988

On constate à l'aide de ce tableau que plus de 1 225 kg de métaux totaux ont été retenus dans le filtre. De ce nombre, 93,4% du zinc a été retenu, 69,5% du plomb, 81,8% de Ni, 99,5% de fer et 99,6% de cuivre. Ainsi, seulement 3,8% des métaux n'ont pas été enlevés.

TABLEAU 12

Bilan de masse du filtre

	Concentration moyenne			Bilan de masse		
	Entrée (mg/l)	Sortie (mg/l)	% enl.	Entrée (kg) 6000m³	Sortie (kg) 6000m³	% enl. (kg) 6000m³
Cu	14,7	0,06	99,6	88,40	0,38	88,02
Fe	88,3	0,44	99,5	529,75	2,65	527,1
Ni	0,82	0,15	81,7	4,90	0,89	4,01
Pb	0,85	0,26	69,4	5,12	1,56	3,56
Zn	107,62	7,08	93,4	645,70	42,46	603,24

TRAITEMENT DES BOUES DE FOSSES SEPTIQUES

Essais en laboratoire

Compte tenu des résultats obtenus avec le traitement des eaux de lixiviation de L.E.S. et les eaux minières, nous avons exploré de nouvelles avenues, soit le traitement de boues de fosses septiques.

La colonne utilisée pour l'essai était composé en amont d'un filtre (géotextile), de 30 cm de tourbe et 60 cm de Bio-Fil$_{mc}$. Le diamètre est de 15,9 cm et le taux d'application est de 20 cm/j (4 litres/jour en lot).

Les tableaux 13 et 14 résument les résultats analytiques obtenus. Il est à noter que le surnageant des BFS a été utilisé pour ces essais. En général, les résultats sont très intéressants avec des rendements d'enlèvement de 100% pour le phosphore total, les sulfures et les phénols.

TABLEAU 13

Concentration* moyenne de différents paramètres avant et après la filtration du surnageant de BFS et pourcentage d'enlèvement

Paramètres	Affluent	Effluent	% d'enlèvement
P_t	31,35	0	100
Chlorures	461,6	468	< 0
Phénols	5,52	0	100
Cyanures totaux	2,26	0,08	96,5
Huiles et graisses	38	9	76
Sulfates	25,7	242,5	< 0
Sulfures totaux (mg/l H_2S)	9,64	0	100
MES	805,0	10,9	98,6
Coliformes tot. (nb./100 ml)	22 500 000	< 10	> 99,9
Coliformes fécaux (nb/100 ml)	170 000	< 10	> 99,9
DCO	1 468,3	66,1	95,5
pH	6,77	11,09	
Alcalinité	1 006	385,7	61,7
Conductivité (umhos/cm)	1 653,3	1 600,1	3,2
DBO_5	542	92,6	82,9

* En mg/l, sauf si indiqué autrement.

TABLEAU 14

Concentration* moyenne des métaux avant et après la filtration du surnageant de BFS et pourcentage d'enlèvement

Métaux	Affluent	Effluent	% d'enlèvement
As	0,045	0,025	44,4
Ca	87,4	117,15	< 0
Cd	0,01	0,01	0
Cr	0,06	0,06	0
Cu	1,12	0,14	87,5
Fe	13,06	0,13	99,0
Mg	10,53	0,28	97,3
Mn	2,69	0,04	98,5
Ni	0,08	0,04	50,0
Pb	0,04	0,01	75,0
Zn	0,17	0,02	87,9

La réduction des coliformes est supérieure à 99,9%. La réduction de la DCO st de 95,5% avec une concentration dans l'effluent de 66,1 mg/l et la DBO_5 de 82,9%. La réduction des MES est excellente avec 98,6%.

Le pH moyen à l'effluent est de 11,09. Une aération durant 24 heures a réduit de 11 à 6,7. D'ailleurs, le pH élevé contribue à l'excellente stabilisation bactériologique.

L'enlèvement des métaux par le filtre a été très bon sauf pour le chrome et le cadmium où les valeurs initiales étaient très faibles.

Différents travaux à grande échelle sont en préparation à la suite des résultats obtenus.

Mise en place et entretien du filtre MédiaFlex

Les contraintes concernant la localisation ou la disposition du filtre sont peu nombreuses, ce qui constitue un avantage de ce procédé.

Les dimensions du filtre sont calculées en fonction du débit des eaux à traiter (ce qui implique qu'il n'y a pas de débit minimum ou maximum requis) et son emplacement s'adapte aux conditions physiques locales.

Une isolation thermique est nécessaire en période hivernale afin d'éviter le gel des milieux filtrants. Aussi, lorsque le traitement des effluents est maintenu en hiver, il est recommandé de placer le filtre MédiaFlex dans un bâtiment, ou d'entourer le filtre d'un isolant.

L'entretien du filtre MédiaFlex est très faible. Il se réduit à l'entretien des pompes ou du circuit d'amenée d'eau, et à l'entretien en cas de colmatage ou de formation de croûte de surface (en cas d'assèchement par exemple). Lorsqu'une croûte s'est formée (à la suite d'un arrêt d'alimentation et d'un assèchement par exemple), il suffit de remanier la couche superficielle par hersage ou à l'aide d'un rotoculteur de surface.

Les résidus issus du filtre ayant traité des boues de fosses septiques peuvent être compostés; dans le cas du traitement des eaux usées (minières et lixiviat), les résidus de filtration sont évacués vers un L.E.S., avec stabilisation chimique si nécessaire.

Conclusion des essais de traitement

Le procédé MédiaFlex a été utilisé pour traiter des eaux usées de lixiviation de L.E.S., des eaux minières et des boues de fosses septiques et des eaux huileuses. Les essais ont été réalisés en laboratoire ou sur le terrain.

Les propriétés des milieux filtrants permettent d'éliminer une large gamme de contaminants. Les meilleures performances du procédé ont été observées sur l'enlèvement des métaux, avec des taux allant jusqu'à 100% et on a mesuré également une diminution de la DCO (de 50 à 98%, selon le cas), des MES (de 73 à 99%), des

cyanures et des huiles et graisses. Le potassium, les chlorures, les sulfates et le calcium sont, dans certains cas, faiblement éliminés et même quelques fois relargués. Le pH des effluents après filtration est basique (valeurs comprises entre 9 et 12) mais peut être ramené à la neutralité par une aération naturelle.

Le pH apparaît comme un bon indicateur de la saturation du lit filtrant. On a retenu de ces essais que le point de saturation ("breakpoint") se situait à un pH voisin de 8,5.

Plusieurs travaux sont en cours actuellement afin de poursuivre le développement du système nous permettent de croire en la faisabilité d'implanter le système MédiaFlex au traitement des lixiviats de L.E.S., des eaux minières et des boues de fosses septiques. Le système s'avère flexible, économique et permet d'offrir une solution à des situations particulières, telles les sites dégradés.

Bibliographie

Chian, E.S.K. et De Wall, F.B., 1977. Evaluation of Leachate Treatment Vol. II: Biological and Physical-chemical Processes, EPA-600/2-77-186b, 1977, 265 pages.

Steiner, R.L. et Al, 1977. Demonstration of a Leachate Treatment Plant, PB-269-502, Office for Solid Wastes, US Environmental Protection Agency, 1988.

Robinson, H.P. et Morris P.J., 1979. Leachate from Domestic Waste: Generation Composition ant Treatment.. a review. TR-108 (U.K. Water Research Center, 1979), 38 pages.

Palitt. et Quasim, S.R., 1977. Biological Treatment Kinetics of Landfill Leachate, J. Environ. Eng. Div. Am. Soc. Civ. Eng. Vol. 103, avril 1977, P. 353-366.

Robinson H.P. et Morris, P.J., 1985. Treatment of Domestic Waste Leachate in a Full-scale Automated Plant, Proceedings of new direction and research in Waste Treatment and Residuals Management International Conference, UBC, 23-28 octobre 1985.

Meunier, F., 1985. Utilisation de la tourbe pour le traitement des eaux usées. John Meunier inc., Dépt. Recherche et développement, Montréal.

Nichols, P.S. et Boelter, D.H., 1982. Treatment of Secondary Sewage Effluent with a Peat-sand Filter Bed. J. Environ. Qual. 2: 86-92.

Rock et Al, 1984. Use of Peat for On-site Wastewater Treatment: Laboratory Valuations. J. Environ. Qual. 13: 518-523.

Brooks et Al. 1984. Use of Peat for On-site Wastewater Treatment: Field Studies. J. Environ. Qual. 13: 524-430.

Serrener Consultation inc., 1987, "Filtration du lixiviat par la tourbe".

Serrener Consultation inc., 1987, Filtration du lixiviat par quatre milieux filtrants monocouches, rapport interne.

Serrener Consultation inc., 1988, Filtration de lixiviat par filtre multicouche.

Serrener Consultation inc., 1988, Filtration des boues de fosses septiques par un filtre monocouche, rapport interne.

Serrener Consultation inc., 1988, Etude comparative de différents milieux lors des essais de filtration par gravité dans le traitement des eaux résiduaires, rapport interne préliminaire.

Serrener Consultation inc., 1988, La filtration des eaux huileuses et des eaux synthétiques par un filtre multicouche, rapport interne.

Serrener Consultation inc., 1988, La filtration des eaux de mine et des eaux par un filtre multicouche, rapport interne.

Serrener Consultation inc., 1988, Traitement du lisier de porc par un filtre multimédia, rapport interne.

Serrener Consultation inc., 1988, Bilan des travaux réalisés chez Roland Thibault inc. pour le traitement des eaux de lixiviation, rapport interne.

Shoiry, J., Narasiah, S., Intervention strategies for sanitary landfill sites to solve problems of leachate treatment, Eleventh Annual Madison Waste Conference, September 13-14, 1988, University of Wisconsin-Madison.

Serrener Consultation inc., 1989, Technical summary of pilot and field results for treating acid mine drainage waters with the MediaFlex$_{mc}$ filter system, internal report.

Serrener Consultation inc., 1989, Technical summary of pilot and field results for treating leachate on landfill sites, internal report.

Shoiry, J. et Sérodes, J.B., Problématique des eaux de lixiviation des L.E.S., cas des lieux avec captage des eaux et étangs de traitement. Université Laval, rapport GS-86-02.

LA DÉTOXIFICATION DE SOLS ET DE BOUES CONTAMINÉES PAR L'UTILISATION COMBINÉE DE TECHNOLOGIES BIOLOGIQUES ET NON-BIOLOGIQUES.

Institut de Recherche en biotechnologie

M. R. Samson et M. R. Zaloum

Printed on page - 409

Publié à la page 409

RISK ASSESSMENT OF CHEMICAL MIXTURES - A MOLECULAR MODELING APPROACH

by
M.M. Varma, M.T. Angaji, J.N. Cannon and J.H. Johnson, Jr.*

Introduction

Industrialization and the ever increasing desire of man to achieve higher standards of living have resulted in the increased use of a number of common chemical substances. Some of these chemicals are potential carcinogenic - mutagenic agents. In a typical year in the United States 700 to 1000 new chemicals are manufactured. The overall production of pesticides in 1983 was 2.7 billion pounds - up from 200,000 pounds in 1950. The precise chemical composition of these chemicals is often a well guarded trade secret, and their precise toxicity is generally unknown. Carcinogenesis and mutagenesis are probably two "social diseases" whose causes are deeply rooted in technology and economic developments. The World Health Organization (WHO) estimates that 75 to 90 percent of human cancer is traceable to environmental causes. Also, other forms of diseases and tragedies, such as cardiovascular illnesses and birth defects, can be traced to toxic chemicals. In the U.S. alone, seven percent of the babies born annually are defective. Twenty percent of their defects are from environmental influences according to the March of Dimes.

A wide variety of toxic chemicals should be identified and quantified in water, wastewater and sludge. The U.S. EPA has designated

*All Professors in the Engineering School at Howard University, Washington, DC 20059

an inorganic and organic list of "priority pollutants". The list contains the highest priority contaminants that must be regulated and measured in water, wastewater and sludges (1). There is increasing evidence that micro quantities of chemicals may accumulate in a biological system to cause cancer in successive generations.

The objective of this paper is to present an approach for estimating risk assessments of complex chemical mixtures based on their interreactivity.

Cenetic Damage

Cancer is the result of somatic mutation, where, under some external and/or internal influence, normal cells of the body behave and multiply erratically. But this explanation alone would limit the induction of cancer to one generation in either the existing population or at most to fetuses (exposed during intrauterine life) which develop cancer after birth. The occurrence of tumors in subsequent generations suggests that gene cells are affected. Damage to genetic cells leads to mutagencity, i.e. alteration in the genetic material of the species. Mutation is a permanent hereditable change. The positivity of the chemical(s) causing mutagenicity indicates that chemicals may also cause cancer.

The induced mutation usually does not improve the progeny. The prevalence of tumors in subsequent generations (F_1, F_2, and F_3) is referred to as transplacental carcinogenesis. Comparison of the chemical molecular structure with known mutagens/carcinogens may provide predictable carcinogencity.

A health research summary (2) provides information on the effectiveness of hazardous chemicals in causing genetic damage. Scien-

tists studied transplacental exposed tumors by ethylnitrosouria (ENA) in rats and mice. Rats contracted tumors of the nervous tissue, and mice had primarily lung tumors. Wilms' tumor in subsequent generations was also studied. The case histories show that tumors occurred in F_1, F_2, and in F_3 progeny. In another study, rats on day 18 of gestation were injected with N-Nitrosomethyl Urea (NMU), and 169 pups (F_1) were born of which 107 survived at weaning. In the treated group 18 F_1 females were mated to produce an F_2 generation and 15 F_2 females were mated to produced an F_3 generation. All these animals were mated according to the "brother to sister' mating system, and concurrent controls received no treatment. Tumor incidence in the treated group in all three generations (F_1, F_2, F_3) were higher than the corresponding control group.

The toxicity induced by the persistence of pesticides and other chemicals in the environment indicates their complex nature. It is essential to study the health affects from exposure to single and multicomponents mixtures of chemicals. Currently the risk assessment evaluation of the exposure to component mixture based on the mathematical evaluation derived from chemical reactivity, is not predictable.

Water Contaminants

It has been increasingly clear that mutagens and carcinogens are released in the environment. A number of mutagens have been identified in sludges and wastewater. Van Tassel et al. contends that mutagenicity of substances in feces may be increased by anaerobisis in the presence of bile and bile acids [3].

Hopke and Plewa determined the mutagenesis of five different municipal sludges in Illinois [4]. The authors used different extraction techniques and tested each sludge using a variety of indicator organisms. Mutagenic activity was observed in some of the sludges. In situ tests of sludge-amended soil showed that "mutagens are available to the plant when sludge is used for soil amendment." Babish et al (5) tested dichloromethane extracts of sludge samples from thirty-four cities for mutagenicity by using the Ames Test. Of the thirty-four samples, thirty-three of the tester strain showed a dose related increase of the revertants. Mutagenic activity was also observed in the secondary effluent (6).

Research studies during the last ten years have shown that chlorinated wood pulp bleaching waste causes mutagenicity. An extremely strong mutagen was isolated from pulp bleaching liquors in 1980 (7), and was identified as 3-chloro-4-(dichloromethyl)-5-hydroxy-2(5H)-furanone.

A large number of potential mutagens have been identified in drinking and surface waters (8). Analysis of the drinking water of about 30 municipalities in Finland were conducted for the determination of mutagens (9). Mutagens were found in all of the samples and, in chlorinated surface waters as well.

Risk Assessment

The risk assessment of exposure to hazardous chemical mixtures is complex. Environmental and health hazards of a single chemical have been assessed based on its structural activity and physicochemical characteristics, a few models of single component may be formulated, but the chemical behavior of different mixtures is needed, but data

are not available. Also, some chemicals may have impurities or may form isomers in solution causing different health effects. Some examples are illustrated below.

Dioxins - aromatic compounds-have chemically a triple ring structure composed of two benzene rings connected together through two oxygen atoms. However, a large number of isomers are chlorinated (dioxin) compounds. Dioxins are toxic and found in water. In general, it is recommended that dioxins should not be incinerated because residues may produce many types of harmful compounds such as polycholoro-dibenofurans.

DDT is a complex chemical mixture, in which pp'-dichlorodiphenyl trichlorothane predominates. However, there are about 209 polychlorinated biphenyls (PCB's) also present in the mixture. PCB's per se, cause injuries in the liver and kidney, and are responsible for cardiotoxicity.

The chemicals in water may be in small concentrations, but the combined long term effects may be carcinogenic. Scientist are aware of the complexity of a risk assessment and the confounding elements related to individual variations in susceptibility to the adverse effects of a toxicant. In a recent series of guidelines for risk assessment, the U.S. EPA described the problem but recognized that it cannot be resolved in the absence of more specific and complete data.

A quantitative assessment is necessary for the evaluation of risks of synthetic and natural occurring chemicals - singly and in mixtures. Chemical characteristics (shape of the molecule, polarity, doses used) must be evaluated for predicting risks. The studies

should include (a) chronic and acute exposure toxicity; (b) toxicity study of chemical mixtures; and (c) bioaccumulation.

Chemical Mixtures Analsysis

The risk assessment of exposure to hazardous chemical mixtures is necessarily complex. A quantitative assessment of toxicity behavior of multicomponent chemical mixtures is necessary for the evaluation of risks of synthetic and naturally occuring chemicals. Mathematical equations based on thermodynamics are of importance both in single and in multicomponent systems, but their applicability is limited to the determination of the physical properties. However, toxicological models must be developed for the correlation and prediction of the behavior of chemical mixtures.

The properties and toxicity of a system consisting of several chemicals are governed by the intermolecular or interatomic forces. Because of intermolecular forces between unlike molecules, the behavior of the mixture is complicated causing different biological responses.

The problem in evaluating the health effects of a multi-component mixture is that, first of all, the mechanism by which chemicals produce a biological response is often unknown. Without the knowledge of the required dose and/or the optimum dose that will cause an adverse biological response, it is not possible to evaluate a realistic risk assessment. To determine the biological responses it is necessary to study the interaction of different chemicals.

It has been shown (13) that the mutagenicity of a compound was lessened in binary mixtures, but this phenomenon was reversed in tertiary combinations. It was demonstrated that for exposure to multi-

chemical complex mixtures, the prime factors for consideration are (a) the joint effect of two or more chemicals; (b) multiple health effects; and (c) interspecies conversion coefficients. Some chemicals may cause more than one type of adverse health effect. In co-toxicity the question is not only whether the chemicals administered jointly cause more adverse health responses than each chemical administered singly, but also, if the response of one chemical is altered (increased or decreased) by the presence of other chemicals. It is possible that small doses of each fraction may be safe, but research has yet to determine if the sum total effect of multiple chemicals administered jointly is safe.

The multi-complex mixture exposure is compounded by the observation that some chemicals are added to water by industrial waste streams, while others are produced during the treatment process.[10-12] For example, aqueous chlorine reacts with certian precursors (humic acid like substances) in water to produce halogenated compounds. Prominent among these is chloroform ($CHCI_3$). The multichemical exposure may not be additive, and thus it rules out linear extrapolation of the results. A binary mixture of chloroform ($CHCl_3$) (85%) and bromoform ($CHBr_3$) (15%) was used which yielded no increase in the number of revertants at various dose levels with or without S-9. Chloroform alone showed mutagenicity for all strains and bromoform was not mutagenic. The chloroform and bromoform mixtures were not mutagenic (13).

Chloroform (85%) and CCl_4 (15%) were tested. Strains TA1535 and TA1537 showed marked mutagenicity at a dose of 0.2 μmoles/plate. The multicomplex mixture of $CHCl_3$ (85%), CCl_4 (8%) and TEC (7%) activated and non-activated, resulted in mutagenic activity for all strains ($P <$

.001). Thus, multi-chemical exposure has an important influence on the regulatory process, and regulatory agencies may be looking for the answers to the questions of multi-component mixture toxicity to formulate guidelines.

Recently mathematical modeling methods have been introduced for the determination of toxic effects of chemicals at the molecular or cellular level. One such method is the application of ab initio theory to evaluate the quantic chemical calculations for determining behavior of chemicals based on molecular mechanisms. This method evaluates the energy at the intermolecular level. Disch and Schulman (14) conducted an ab initio theoretical study of geometrics and energies of the saturated hydrocarbons which are assemblies of even numbers of the methine group, with the structural formula of $(CH)_2n$. Although all of these chemicals belong to the same family they are different isomers with different heats of formation. This method provides a large testing ground for various levels of molecular structure calculations. Research on the chemicals causing cancer indicates that the molecular interaction occurs in between the chemicals. The molecules from different chemicals interact together to form a chemical structure of different carcinogenic reactivity. Harel et al (15) calculated the molecular reactivity and characteristics of 5-HT Congeners drugs. The results were dervied from ab initio theoretical calculations. The results indicated a good correlation with the biological activity of these compounds. The authors concluded that ab initio theoretical calculations may provide a basis for successful predictions of the biological activity of chemicals.

The prediction of risk assessment of exposure to a chemical mixture is very difficult because warm blooded animals (humans) may carry these chemicals in the lungs, gastrointestinal tract, and/or skin. The studies conducted on single chemicals cannot be projected to a mixture. At the same time it is necessary to predict the adverse health effects of multi-chemicals. Differences in the energies associated with the inter molecular potentials or isomers could be used as part of the criteria for predicting the biological effects of the non-reacting multi-chemical mixtures.

Based on mutagenicity data from animal studies, a model to predict health effects of multicomponent mixtures must be developed. This model would be based on molecular structure as well as component interactions. Such a model should be verified with additional data.

REFERENCES

1. National Primary Drinking Water Regulations. Synthetic Organic Chemicals, Inorganic Chemicals and Microorganism, Part IV, Federal Register. Vol. 50, No. 219, Nov. 13, 1985.

2. Varma, M.M. et al. Cancer in Successive Generation Excepta Medica (In Press).

3. Van Tassell, R.L., D.K. MacDonald, and T.D. Wilkins, Stimulation of Mutagens Production in Human Feces by Bil and Bile Acids, Mut. Res., 103: 233, 1982.

4. Hopke, P.K. and M.J. Plewa, Evaluation of Mutagenicity of Municipal Sewage Sludge, EPA 600/1-83-016, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC, 1983.

5. Babish, J.G., et al., Mutagenicity of Municipal Sludges of American Cities, Environmental Science technology, 17: 272, 1983.

6. Johnson, J.B., et al., Identification of Organic Pollutants and Mutagens in Industrial and Municipal Effluents, final report submitted to the Illinois Environmental Protection agency Project FW-38, The Institute of Environmental Studies, University of Illinois at Urbana-Champaign, Urbana, IL, 1982.

7. Holbom, B.R. et al., Isolation & Identification of or Ames-Mutagenic Space Compounds Present in Kraft Chlorination Effluent. Tappi 64(3), 172-174, 1981.

8. Kringstad, K.P. & K. Lindstorm, Spent Liquor from Pulp Bleaching, Environmental Science Tech. 18:236, 1984.

9. Vartiainen T. and A. Liimatinen. Fraction, Isolation & Characterization of Ames Mutagenic Compounds in Kraft Chlorination Effluents, Mut. Res. 167:29, 1986.

10. Cumming, R.B., et al., Aqueous Chlorination: Health effects, risk assessment and regulations. In Water Chlorination: Environmental Impact and Health Effects, Vol. 2, ed. by R. L. Jolley, H. Corchev and D.H. Hamilton, Jr., pp. 1141-1149. Ann Arbor Science Publishers, Ann Arbor, MI (1978).

11. J.C. Loper, Overview of the use of short-term biological tests in the assessment of the health effects of water chlorination. In Water Chlorination, Environmental Impact and Health Effects, Vol. 3, ed. by R.J. Jolley, W.A. Brungs, R.B. Cumming and V.A. Jacobs, pp. 937-945. Ann Arbor, Science Publishers, Ann Arbor, MI, 1980.

12. U. Rannug, Genotoxic Effects of 1,2 dibromoethane and 1,2 dichloroethane, Mut. Res. 76:269, 1980.

13. Varma, M.M. et al, In vitro Mutagenicity of Water Contaminants in Complex Mixtures, Jour. Applied Toxicology 8(4):243, 1988.

14. Disch Raymond L. and Jerome M. Schulman. Ab Initio Heats of Formation of Medium-Sized Hydrocarbons, J. Am. Chem. Soc. 110:2102, 1980.

15. Weinstein Harel, et al. Electrostatic Potentials as Descriptors of Molecular Reactivity: The Basics for Some Successful Predictions of Biological activity in Chemical Applications of Atomic and Molecular Electrostatic Potentials, Ed. Peter Palitzer and Donald G. Truhlar, Spring-Verlag, New York, 1985.

HEAVY METAL RECOVERY FROM INDUSTRIAL WASTE WITH VITROKELE®, METAL SELECTIVE ADSORBENTS AND RETEC®, HIGH EFFICIENCY ELECTROLYTIC CELLS.

BY

BRUCE E. HOLBEIN, Ph.D.
TALLON METAL TECHNOLOGIES INC.
110 LEACOCK ROAD
POINTE CLAIRE, QUEBEC
H9R 1H1 CANADA

AND

ALAIN BLAIS, P.Eng, MBA
SONITEC INC.
5625 COTE DE LIESSE
VILLE SAINT-LAURENT, QUEBEC
H4M 1V2

Abstract

Vitrokele® metal selective adsorbents, used in conjunction with Retec® electrolytic metal recovery cells, provide an integrated approach to the in-plant recovery of waste toxic metals from both process waste waters and spent concentrates. These technologies reduce or completely eliminate the production of secondary hazardous wastes while producing recovered metal for re-use. This is in direct contrast to conventional waste, chemical-transformation treatments which convert a primary water-borne waste to a secondary, solid, hazardous waste requiring perpetual containment.

The ongoing need for various metals in a variety of industrial processes, the increasing volumes of secondary, hazardous, metal-containing solid wastes, the high costs of waste containment and the potential future liabilities associated with contained wastes, have prompted industry to adopt clean recovery techniques.

This paper details treatment results with Vitrokele® and Retec® obtainable with complex wastes which tend to be difficult to treat by conventional chemical means, apart from the other problems associated with conventional treatment.

Introduction

Industrially-derived wastes containing inorganic toxic metals represent more than 25% of all hazardous wastes of environmental concern. It is important to note that most toxic organic compounds (e.g. PCB's) can either be appropriately substituted in industry with less toxic materials or totally destroyed by appropriate means. However, industrial metals are largely irreplaceable in their use and are non-destroyable by any means. It, therefore, follows that industry will have a continuing and increasing requirement for various metals and that the already serious environmental impact of such inorganic wastes can only worsen.

Toxic metals, such as chromium, lead, mercury, zinc, copper cadmium, nickel and cobalt, are widely used in many industries, spanning electronics, automotive, aerospace, steel and chemical manufacturing, as well as the more general, surface finishing or electroplating industry. Typically, such industries employ relatively concentrated water-based baths of metals as part of their manufacturing process. Almost always associated with such concentrated metal baths is a rinse stage which results in relatively large volumes of metal-contaminated process water. Such process waters, depending on the process type involved and its size, can carry metal loads in the range of one kilogram to several hundred kilograms in a single day of production.

Traditionally, most industries have discharged such waste waters but, more recently, many have employed conventional chemical conditioning to limit metal discharges.

Conventional treatment of a primary wastewater generally employs the neutralization, precipitation of metals and water clarification to yield a transformed metal-hydroxide, sludge, secondary, solid waste. Until recently, most by-product sludges were disposed of in landfill sites. This approach therefore only transforms the waste from a water-borne problem to a solid waste problem and transfers the waste and its associated toxicity in both space and time.

Many solid wastes can liberate toxic metals causing a recontamination of both surface and ground waters. Because of these secondary waste problems, some parts of the world have banned such wastes from landfill sites, therefore necessitating further expensive stabilization and specialized containment of these wastes. Such further disposal costs in excess of $700 per ton for metal hydroxide wastes containing leachable metal and cyanide have already been encountered in Canada.

Secondary metal wastes are not readily susceptible to metal

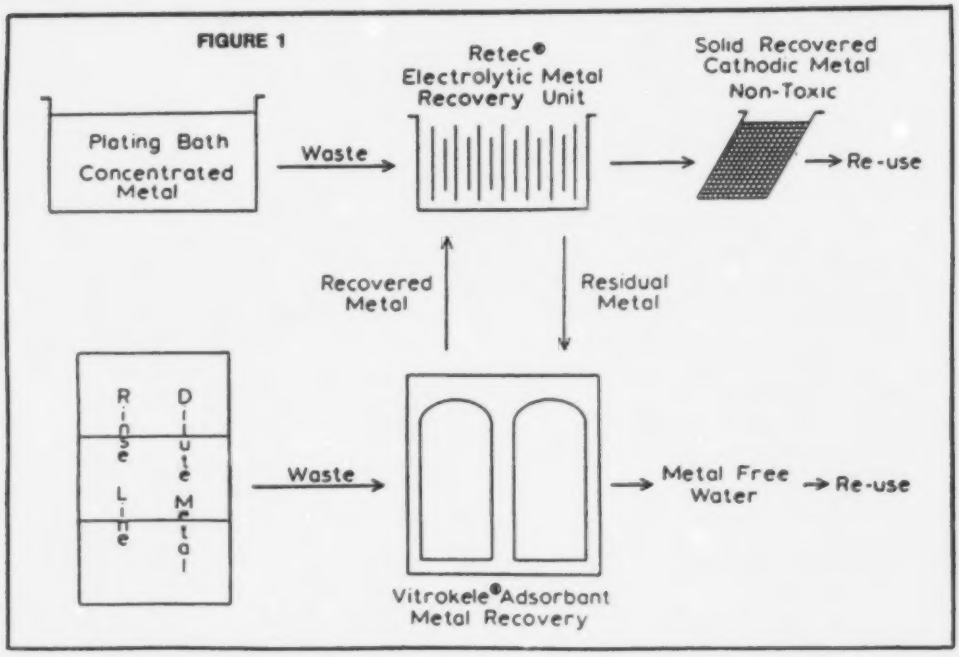
reclamation due to the very high costs of separating a given metal from a hydroxide rich metal mixture. Metal separation and recovery is only feasible prior to waste transformation to a mixture of solids.

Because the volume of such secondary solid wastes is increasing, their disposal costs are escalating and there may be contingent future liabilities associated with secondary waste disposal, interest has increased for treatment techniques which provide clean treatment, i.e. secondary waste reduction or elimination and metal recovery for re-use, while meeting stringent effluent water guidelines.

In addition to the above problems, conventional waste-transformation is not capable of meeting the newer more stringent effluent regulations in some cases and is much less appropriate for some of the more recent chemical process hydrometallurgies now used in industry, e.g., where organic chelators are employed, e.g. electroless plating.

This paper documents the utilities of advanced treatment technology employing metal-selective adsorbents (Vitrokele®) and electrolytic metal recovery cells (Retec®) for the in-plant treatment of both process rinse waters and waste metal concentrates. Together, these technologies can provide final plant discharge water with very low residual target metal contents and produce minimal or no secondary wastes requiring disposal.

The integrated use of these two technologies is shown in Figure 1.



Concentrated metal wastes, owing to their high metal contents, are amenable to primary treatment by Retec® electrolytic technology to provide rapid and bulk removal of metal. Residual metal in the electrolytically treated concentrate is then polished from the waste using a Vitrokele® treatment unit. Conversely, more dilute process waters are first treated using the Vitrokele® unit which polishes metal from these and results in a recovered metal concentrate which is then treated using the Retec® unit. This treatment approach permits treatment of both waste metal concentrates and process rinse waste water using the same equipment. The results can be full treatment capability without producing secondary wastes but rather reclaimable metal, while delivering high quality treated water for direct discharge or re-use.

Vitrokele® Technology

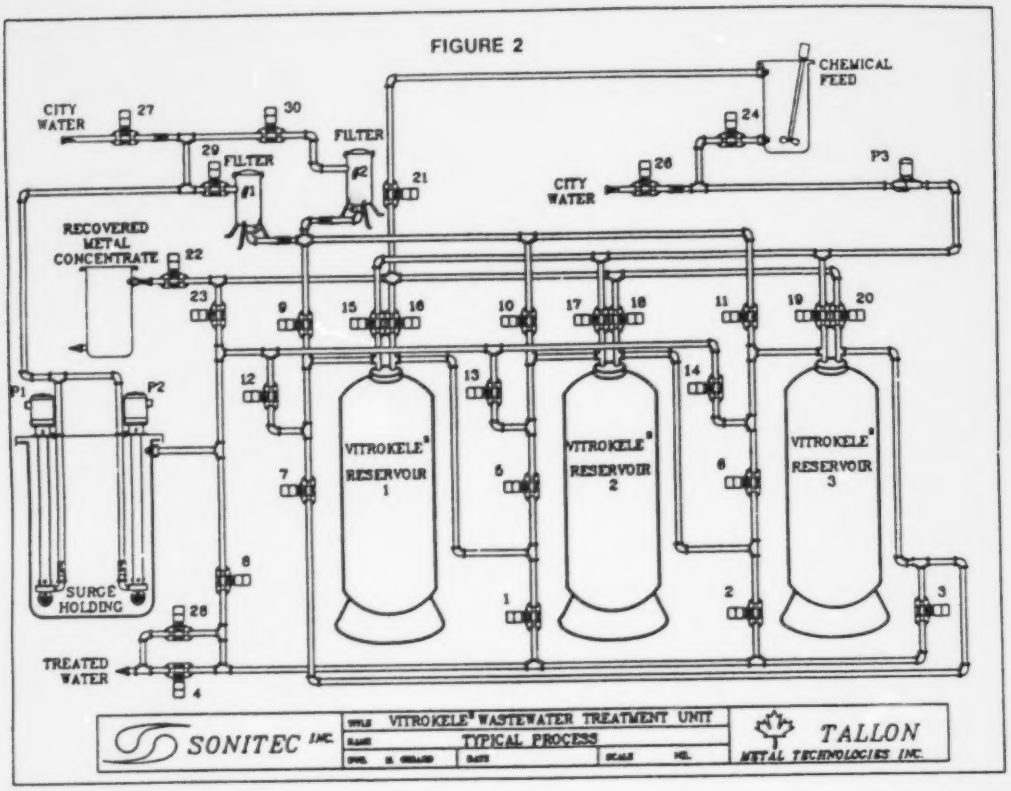
Vitrokele® is the trademark (Tallon is a licensed user) for a series of chelating-type metal adsorbents which were developed in the early 1980's and are subject to a number of patents and publications (ref. 1-7).

Because Vitrokele® adsorbents function primarily by chelation type adsorption of metals, they provide significant metal selectivity, are relatively transparent to non-target ions (Ca, Mg, Na etc) and can provide extremely low residual metal levels in treated waste water. The technology has been under development for applications in waste treatment, the mining industry and the nuclear industry over the last seven years. Recently mining applications of this technology have been successfully piloted at the industrial scale at mine sites (ref.8-10).

Vitrokele® technology was first commercialized for waste treatment in 1985 (ref.10). Specific treatment efficiencies obtainable with Vitrokele® are shown in the following sections where industrial and pilot plant data are given for particular waste types.

Vitrokele® adsorbents are generally employed in fixed bed type treatment systems analogous to the hardware well established for the use of conventional ion exchange resins. Figure 2 provides a process schematic for a typical Vitrokele® system providing continuous treatment capability and automatic recovery of adsorbed metal, as a metal concentrate.

FIGURE 2



Water for treatment is fed from a surge tank through high efficiency filters to remove any suspended solids load which could accumulate on the Vitrokele® beds and cause hydraulic back pressure build-up (note the recovery/regeneration sequence employs an automatic backwash of the loaded Vitrokele® bed at the end of its service cycle of metal loading).

The filtration set up shown in Figure 2 employs two units plumbed in parallel with only one in operation per service cycle. Solids build-up in the service filter is detected by pressure differential and the main system controllers transfer service to the standby filter while alerting the requirement for filter servicing (element exchange). This ensures automatic continuous filter service.

Continuous Vitrokele® treatment is provided by employing three Vitrokele® beds of which, in any service cycle, only two are in service and in a leading/trailing configuration. Leading/trailing configuration permits maximal metal loading on the leading bed without risk of metal breakthrough to the treated water, as well as the enhanced overall efficiency obtainable with a two-stage treatment, especially at high service flows.

The main system controllers are microprocessor-based and control the service modes. At the end of a given service cycle, the formerly leading column is isolated and service

proceeds using the formerly trailing bed as the new leading bed and the formerly standby bed (metal-free, regenerated) as the new trailing bed.

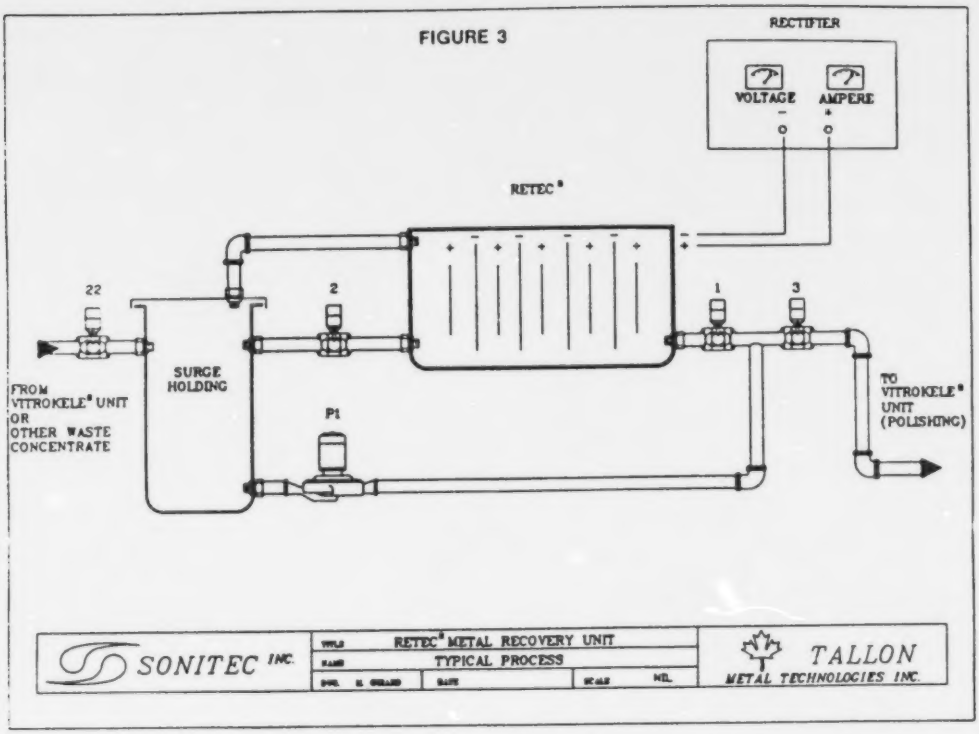
The isolated metal-loaded Vitrokele® bed is automatically sequenced through steps of backwashing, rinsing, metal elution, metal recovery, chemical reagent recovery and final rinsing before entering standby status for subsequent service. This entire sequence, depending on the Vitrokele® type involved, takes between two and four hours. All recovery phase rinse waters carrying metal contamination are re-routed to the surge tank for retreatment automatically. Chemical types and consumptions for metal recovery are Vitrokele® type dependent but generally either acid or base is employed. Because of the chelation mechanisms and specificities of Vitrokele®, reagent consumption is low, partial reagent recovery is possible and the recovered metal concentrate is relatively pure and of low volume and high metal concentration (see later). These unique features permit either direct re-use of the metal concentrate or final metal recovery by electrolytic treatment (see below).

Retec® Electrolytic Technology

Retec® is the trademark of high efficiency electrolytic metal recovery cells of Eltech Systems Corporation (Tallon is the Canadian representative). This technology had its origins in the development of dimensionally stable anodes (DSA), developed and patented for chloralkali production in 1969. DSA anodes, due to their efficiencies and chemical durabilities, were adapted to metal recovery using high surface reticulate cathodes or strippable titanium cathodes (ref. 11) and have been successfully applied to high efficiency metal recovery in the electronics and electroplating industries over the last several years.

Although the single pass metal recovery efficiencies of Retec® cells are very high relative to other cell designs, we prefer the use of Retec® in a recirculation mode for the treatment of both waste concentrates or Vitrokele®-derived recovered metal concentrates. Figure 3 illustrates a typical process schematic of a Retec® metal recovery circuit.

FIGURE 3



Metal concentrate delivered to a surge/holding tank is pumped through the Retec® cell which provides for overflow return to the holding tank. Microprocessor controllers control the recirculation pump,routing valving, treatment time, rectifier start-up and shut down, as well as cell draining and surge tank emptying. The cells are fitted with high level detectors to signal cathode-loaded status; flow is at right angles and through the mesh anodes and cathodes and therefore, as cathodes fill and occlude, they cause a high liquid level which is detected. The rectifiers also provide voltage excursion detection to sense any anode-to-cathode shorting.

Standard cell sizes with cathode surface areas (shadow area) of 6.3, 15, 45, 75 and 150 square feet are available. Reticulate type cathodes provide a surface area of approximately six times their shadow areas. Cathode current densities up to 6.5 amp/ft^2 are normally utilized as provided by silicon-controlled constant current rectifiers.

Metal loadings for reticulate (disposable) cathodes of approximately 4 kg per cathode can be obtained prior to their replacement. Loaded reticulate cathodes can be sent to a refiner for metal reclamation and credit. Strippable titanium cathodes can claim approximately 1 kg of metal prior to their stripping (as anodes in a plating bath). The durable titanium cathodes are used repeatedly. Specific treatment efficiencies obtainable with Retec® for

spent metal bath concentrates and Vitrokele^{R}-recovered metal concentrates are shown in the following sections. In addition to metal recovery, Retec^{R} cells provide efficient simultaneous destruction of oxidizable cyanides (see later).

Application of Vitrokele^{R}/Retec^{R} Technologies

The general approach of the integrated use of Vitrokele^{R} and Retec^{R} as shown in Figure 1 has now been established either in commercial installations, by industrial-scale piloting or by laboratory-scale piloting with industrial wastes. Table 1 indicates the principle waste types and examples for which treatment capabilities are known. The following sections provide specific treatment results for examples of these including electroless plating, cyanide-based electrolytic plating, chrome plating/anodizing and chemical etching wastes. Industrial scale piloting has now been successfully completed in relation to mine-site cyanide recovery and these results will be reported elsewhere. Nuclear applications related to Pu recovery are under test and development and results will not be presented here (see ref. 7).

Table 1

Applicability of Integrated Vitrokele[R]/Retec[R] for Waste Treatment (Examples)

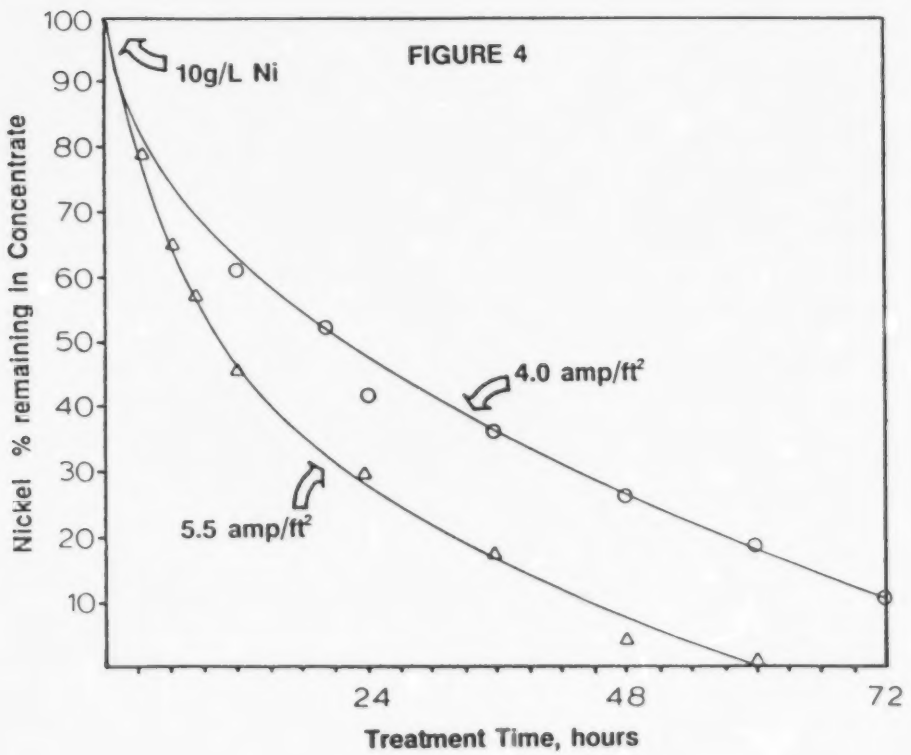
Waste Type	Vitrokele[R] Metal Recovery	Retec[R] Metal Recovery
Electroless Plating Cu, Ni	-process rinses -polishing Retec[R] residuals	-spent bath pretreatment -final metal recovery from Vitrokele[R]
Electrolytic plating Cd, Cu, Zn (including cyanide)	-process rinses -polishing Retec[R] residuals	-spent bath pretreatment -final metal recovery from Vitrokele[R]
Ni	-process rinses -polishing Retec residuals	-spent bath pretreatment -final metal recovery from Vitrokele[R]
Sn/Pb	-process rinses	-non-fluoride spent bath pretreatment -final metal recovery from Vitrokele[R]
Chrome Plating/ Anodizing	-process rinses -process rinses	-Not currently applicable
Etching/Milling	-process rinses	-spent bath pretreatment
Cu, Brass	-polishing Retec[R] residuals	-final metal recovery from Vitrokele[R]
Incinerator wet scrubber	-polishing Hg etc.	-final metal recovery from Vitrokele[R]
Mining Effluents Soil Remediation (slurries and decants)	-cyanide, precious metal, base metal recovery	-metal recovery

Nickel Recovery from Electroless Plating Wastes

Electroless Ni plating involves chemically catalyzed metal deposition and consequently such baths contain various chelating agents and stabilizers to maintain Ni in solution and control deposition rates. The additives create problems in the precipitation of Ni from such wastes using conventional waste transformation treatments. Additionally, such baths tend to have relatively limited lifetimes increasing waste loads from this process.

Various industries generate large volumes of spent electroless Ni bath and associated concentrates and have sent these for off-site treatment and disposal at costs in excess of $500 per 1000 litres.

Nickel can be recovered readily from the spent bath concentrates using Retec® as shown in Figure 4.



In these tests, spent bath, 26 litres, was recirculated from a reservoir through a pilot-scale Retec® cell of 13 litre volume, containing six square feet of cathode, at a flow of 0.5 L per min. Nickel recovery (initial rate) was 1.6% per hour at a current density of 4.0 amp/ft^2 and 2.2%/hr at 5.5 amp/ft^2. Retec® cells can be run at 6.5 amp/ft^2 with the standard equipment, but this higher current density was not tested.

Other electroless Ni concentrates composed in part with spent bath concentrate exhibited Ni recovery rates ranging from 6.7%/hr to 13.3%/hr at current densities of 4.0 amp/ft^2 (data not shown). The lower efficiency with spent bath was consistent with its high contents of Ni chelators and therefore it represented the most difficult to treat. Batch treatment of spent electroless Ni bath with Retec® still provided >80% Ni removal in approx. 24 hours at the higher current densities and Ni removal to approx. 500 ppm residual in 48 hours. Consequently a Retec® 50 would provide treatment for 700L of spent bath reducing Ni from 10g/L to ~ 500ppm in under 48 hours.

Vitrokele® exhibited a high efficiency for the polishing of residual Ni from electrolytically-pretreated electroless bath wastes as shown in Table 2. Vitrokele® treated wastes had Ni residuals of only ~0.5 ppm. In addition, loading tests revealed a Vitrokele® capacity of 31.2g Ni/L of Vitrokele®.

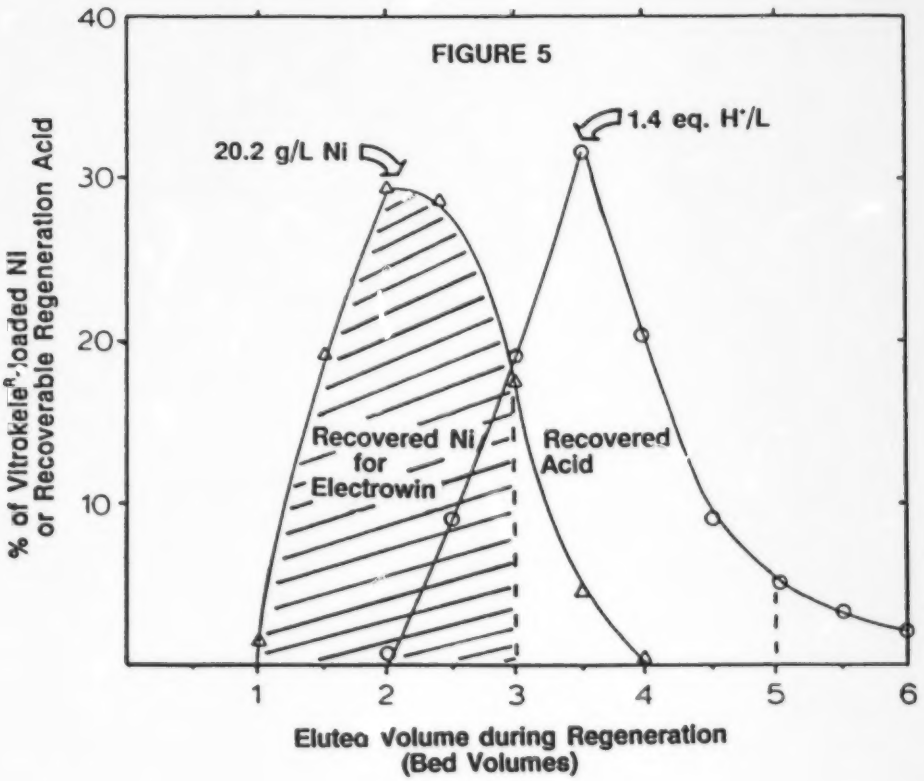
Table 2

Vitrokele® Recovery of Ni from Electroless Ni Wastes

Waste Source	Initial Ni ppm	Residual Ni post Vitrokele® ppm[1]	% Efficiency
Electroless Bath Concencentrate Waste. Retec® pretreatment to 80% Ni recovered	2510	0.40	99.98
Electroless Process Related Concentrates Pretreated with Retec®	227	0.68	99.71

1. Average residual in pool of 10-15 processed bed volumes.

The superior metal elution/regeneration characteristics of Vitrokele[R] relative to other adsorbents is shown in Figure 5 where Vitrokele[R], fully loaded with Ni (32g/L) from treatment of electroless Ni wastes, was eluted with 2N H_2SO_4.



Eluted volume up to the first bed volume represents free-board water and internal water of the Vitrokele[R] reservoir and bed itself. Note that $\geq$95% of the initially adsorbed Ni is collected in 2 bed volumes of recovered product with a sharp elution profile and minimal tailing being observed. This superior elution characteristic of Vitrokele[R] provides important advantages in overall waste volume reduction and the utility of the recovered concentrated metal for re-use or further treatment, eg. electrolytic.

Also of importance is the ability to recover for re-use approximately 50% of the initially used acid, as it can be recovered as a concentrated fraction just after the metal concentrate. The small amount of Ni contamination to the recovered acid is not of consequence in its re-use for subsequent metal elutions, i.e. after topping up to 2N.

The recovered Ni concentrate from Vitrokele[R] is also readily treated by Retec[R] to provide final metal recovery (Figure 6).

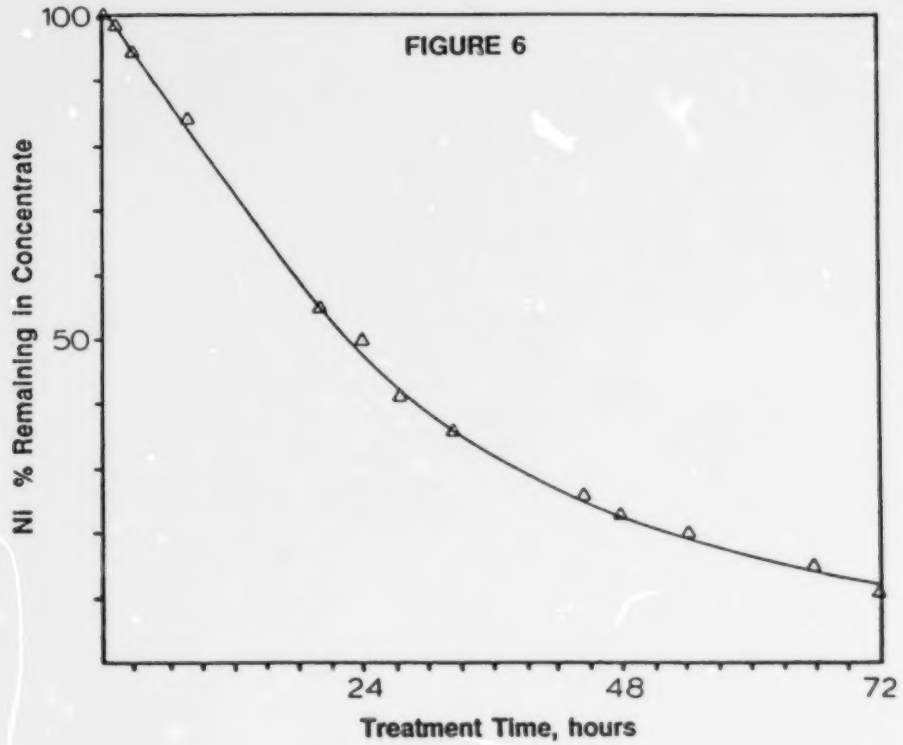


FIGURE 6

In this case electrolytic recovery is performed at pH 3.0 after adjustment with NH_3OH and continuous pH control during recovery is maintained with NH_3OH. At a modest current density of 4.0 amp/ft^2 ~90% of the Ni is recovered in 72 hours (this would be shortened to as little as 24 hours at a current density of 6.5 amp/ft^2).

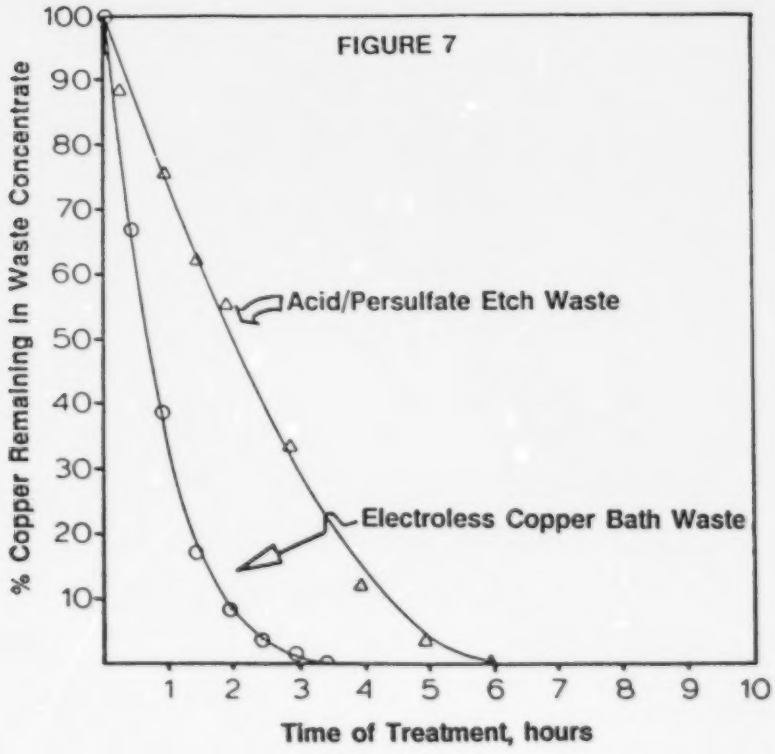
Residual Ni after electrolytic treatment is readily removed from the small volume of electrolysate by polishing through Vitrokele[R]. Therefore, the combination of Retec[R] treatment (primary) for concentrates with polishing with Vitrokele[R] provides complete closed-cycle recovery of the Ni and results in >99% of all Ni being collected as cathodic metal for recycle. Additionally, process rinse water from electroless Ni (or sulfamate Ni) can be recovered by Vitrokele[R] for final electrolytic recovery, i.e. analogous to that for copper (see below).

Copper Recovery from Waste Concentrates and Process Waste-water.

Copper rich waste concentrates result from a variety of chemical milling and finishing operations, especially the printed circuit board industry. Copper plating in the

industry is usually of the electroless type requiring frequent bath changes. Etching operations also produce copper concentrated wastes generally as sulphuric acid with persulfate or peroxide. Parallel to these wastes are the relatively large volumes of process line rinses requiring treatment.

Retec[R] has been found highly suited to the direct in-plant treatment of copper waste concentrates (see Figure 7).



These results were obtained by a recirculation type treatment, i.e. as shown in Figure 4, with a current density of 5.5 amp/ft^2. The acid persulfate waste was first treated with sodium metabisulphite to neutralize the residual persulfate. Retec[R] treatment of acid copper waste is usually done by pH adjustment to between 1 and 3. No pretreatment was made of the electroless Cu waste. The results of Figure 6 indicate a rapid recovery of copper from both waste electroless Cu bath and acid-persulphate etch waste. Residual levels by 6 hours treatment were approximately 100 ppm or less, i.e. a very high reduction from the initial 5-12g/L of these wastes.

Copper removal from dilute electroless copper plating or acid etching process rinse waters was virtually complete using Vitrokele[R] as shown in Table 3 for etch line rinse

water. In these tests, Vitrokele® performance was compared to a conventional cation exchange resin (strong acid type). Although both adsorbents removed copper to low residuals, Vitrokele® remained largely transparent to the Mg, Na and Ca in the rinse water whereas the cation exchanger removed these. This has importance in that the recovered metal concentrate from Vitrokele® is relatively free from Ca and Mg, thereby facilitating its final recovery from the recovered sulphuric acid/copper concentrate using Retec®.

Significant calcium would pose problems in elution with sulphuric acid (gypsum production), whereas elution with hydrochloric acid would create problems for electrolytic recovery (chlorine evolution).

Table 3

Vitrokele® Specificity for Copper Removal from Etch Line Process Rinse Water

Element	Untreated Sample (ppm)	Vitrokele® Processed[1] (ppm)	Cation Exchange Processed[1] (ppm)
Cu	57	0.03	0.02
Mg	2.26	2.41	<0.1
Na	3.5	3.34	<0.1
Ca	16.6	16.30	0.36

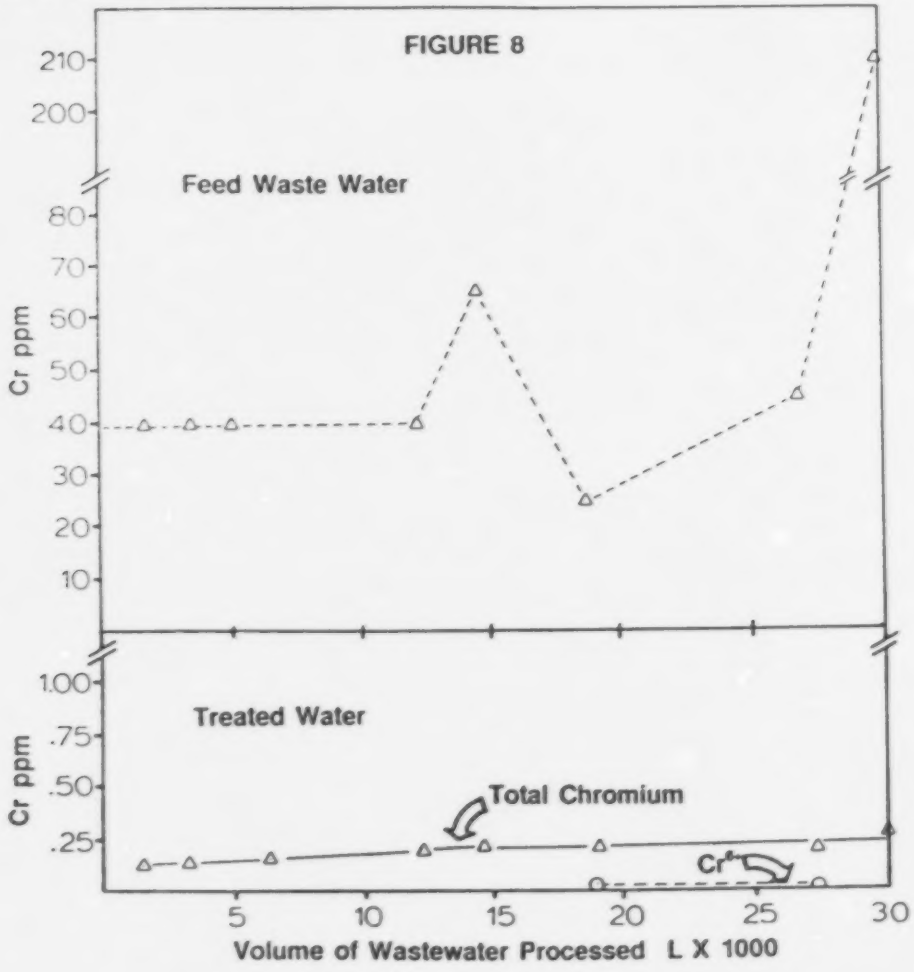
1. Sample represents pooled column effluent over several bed volumes at mid loading for both cation exchange resin and Vitrokele®.

The combined use of Vitrokele® and Retec® allows for the treatment of process rinses from copper finishing or etching lines and the treatment of waste concentrates. The ability to treat waste concentrates with the same equipment as used to meet environmental regulations for rinse waters provides increased economy, as waste concentrates are often sent off-site for treatment even if conventional treatment equipment is in place for the treatment of rinse waters. Additionally, electroless copper rinse waters are difficult to treat by conventional means due to their interfering chelator contents.

Chrome Recovery from Plating/Anodizing Waste Water

Chrome plating and anodizing generates substantial volumes of process rinse waters containing toxic levels of chromium, principally Cr^{6+}. Conventional chemical treatment requires the initial reduction of hexavalent chrome to its trivalent form using metabisulphite, followed by alkaline precipitation to yield a sludge rich in chrome and which

must be disposed of as hazardous waste. Vitrokele^{R} is highly efficient at polishing chrome from such process waters as shown in Figure 8 where 30,000 litres of chrome rinse water was passed through a single 30L bed of Vitrokele^{R}. Treated water was consistently below 0.3ppm total chrome with negligible residual Cr^{6+} found in the treated water.



The Vitrokele^{R} loaded chrome was recoverable from the Vitrokele^{R} as a concentrate relatively low in contaminants as shown in Table 4. The levels of impurities, principally Fe, were lower than those found in the plating bath which had been the original source of the waste water treated. Chromium can not be recovered by electrolytic treatment at present, although a chromium recovery cell is under development by Eltech. However, the relatively clean chromium concentrate can be re-utilized in the process (dichromate bath) after a further evaporative concentration to approximately 150g/L chromium. Alternatively, it would have to be disposed of at a hazardous waste treatment facility.

Table 4

Characteristics of Vitrokele®-Recovered Chromium Concentrate

Element[1]	Original Source Bath[2] ppm	Vitrokele®-Recovered Concentrate[3] ppm
Al	<10	<5
Ca	476	31
Cd	<10	<5
Co	<10	<5
Cr	120,500	27,500
Cu	601	11
Fe	571	36
Mg	<5	<2.5
Mn	<10	<5
Ni	56	<2.5
Pb	<10	<2.5
Sr	<1	<0.5
Zn	<10	<5

1. By semi-quantitative ICP screening
2. Source of dragout to process rinse treated with Vitrokele®
3. Recovered from Vitrokele® after processing 30,000 L of process rinse through a 30 Litre Vitrokele® bed.

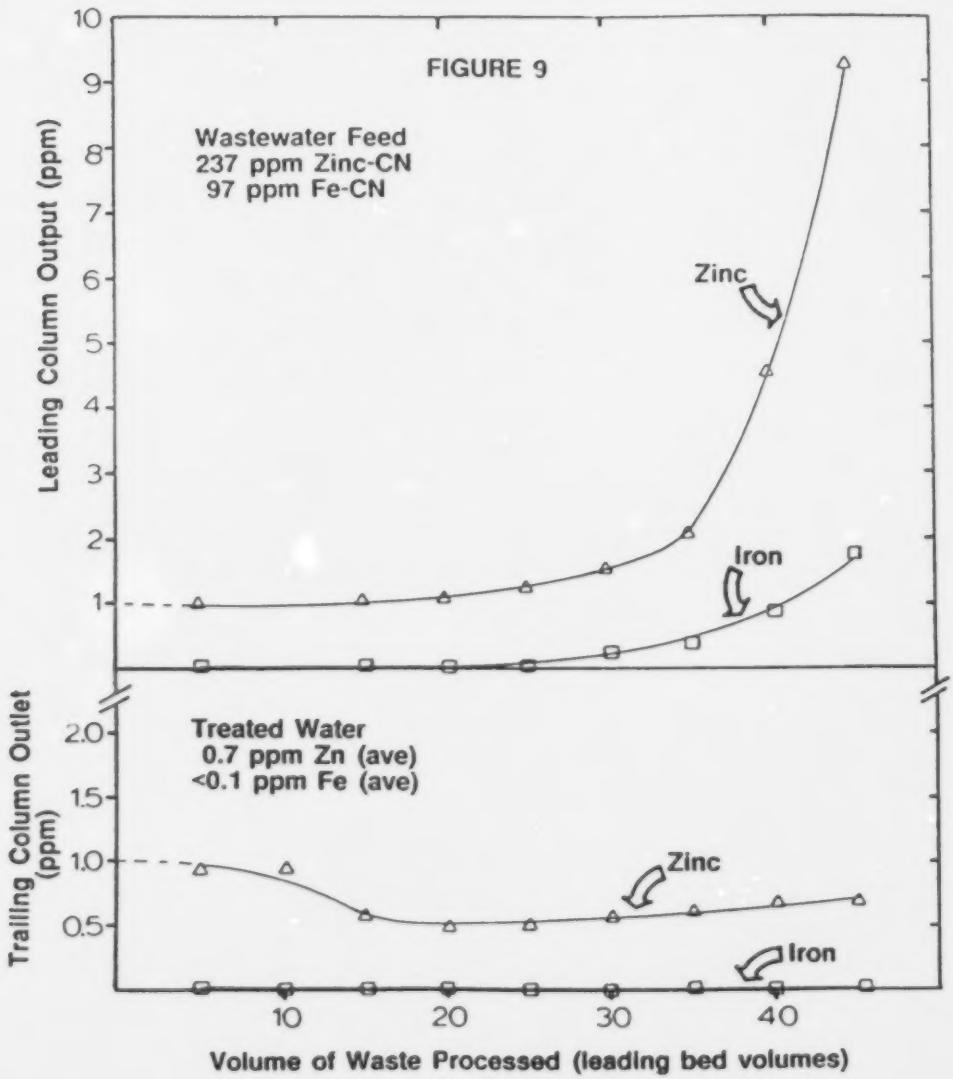
Treatment of Zinc Electroplating Wastes

Electro-galvanizing with zinc is generally conducted with either a Zn-chloride or sulphate system or with a cyanide-based system. The treatment of zinc chloride (or sulphate) plating waste water with Vitrokele® and the final electrolytic recovery of zinc for recycle or direct re-use is non-problematic (ref. 10). These treatments result in no secondary wastes for disposal. Zinc cyanide plating does, however, pose special problems which must be addressed for complete treatment due to the presence of cyanide and most often contaminating iron which presents itself as iron cyanide in the waste water.

Conventional chemical treatment employing preliminary cyanide destruction and precipitation has been employed in the past but this produces a problematic hazardous solid waste due to residual iron cyanides and zinc in the solids. The chemical cost for cyanide destruction using hypochlorite can also be very high. Additionally, should contaminating iron in the waste be high, final discharge waters can contain high levels of iron cyanide due to incomplete precipitation of these at the normal alkaline neutralizing pH values used to precipitate metal hydroxides

(iron cyanide solids release ferrocyanides at pH values above 8).

Zinc cyanide plating process rinse waters containing zinc and iron cyanides are readily polished with Vitrokele[R] to produce a polished waste virtually free of zinc or iron cyanides as shown in Figure 9.



The recovered concentrate of zinc and iron cyanides from Vitrokele[R] is readily treated with Retec[R] to provide both complete recovery of zinc to strippable titanium cathodes and destruction of the associated oxidizable cyanides as shown in Figure 10.

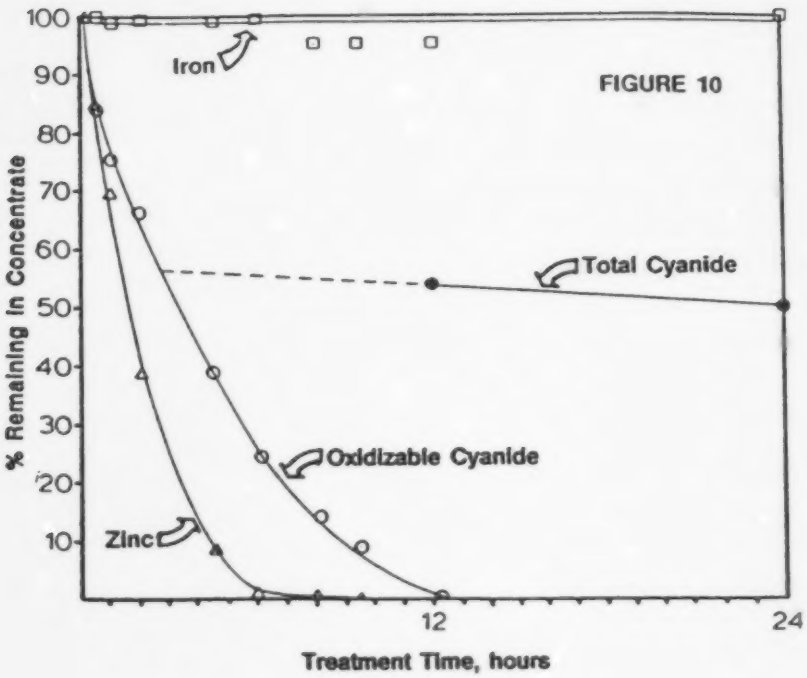


FIGURE 10

The final electrolysate contains only iron cyanide as $Fe(CN)_6$ which is readily precipitated to $Fe_4[CN_6]_3$ (Prussian Blue). This product is readily recovered by filtration to produce a filtrate of <1ppm total cyanide and a relatively small quantity of Prussian Blue cake. The latter has potential for resale into the pigment market as CI Blue #27, but can also be disposed of in secured landfill sites as it represents inorganic cyanide which is non-leachable and contains no metals other than iron.

This treatment approach for zinc cyanide wastes can be integrated into an existing conventional chemical treatment system where cyanide wastes are treated as above and the conventional system provides treatment of pickling associated wastes. By this approach, the resulting by-product waste is zinc- and cyanide-free iron hydroxide sludge which can be disposed of in landfill, therefore avoiding the very costly secondary waste treatment necessary for zinc and cyanide containing sludges. Additionally, this treatment approach greatly reduces the chemical costs for hypochlorite as the bulk of all oxidizable cyanides are destroyed gratuitously during electrolytic zinc recovery (approximately 80% reduction in chemical demand).

This approach provides an economically attractive retrofit to an existing conventional chemical treatment system; the conventional system provides adequate treatment for the relatively large amounts of non-hazardous iron wastes (ex pickling) whereas the Vitrokele®/Retec® system effectively deals with the hazardous portions (viz cyanides and zinc).

References

1. Holbein, B.E., D. Brener, C. Greer and E.N.C. Browne U.S.A. Patent 4,654,322, 1987.

2. DeVoe, I.W. and B.E. Holbein U.S.A. Patent 4,530,963, 1985.

3. DeVoe, I.W. and B.E. Holbein U.S.A. Patent 4,585,559, 1986.

4. DeVoe, I.W. and B.E. Holbein U.S.A. Patent 4,626,416, 1986.

5. Holbein, B.E. Immobilization of metal binding compounds, in **Biosorption of heavy metals**, B. Volesky (ed), in press, CRC Publications.

6. Huber, A.L., B.E. Holbein and D.K. Kidby. Metal uptake by synthetic and biosynthetic chemicals, in **Biosorption of heavy metals**, B. Volesky (ed), in press, CRC Publications.

7. DeVoe, I.W. and B.E. Holbein. Newer methods for the removal of trace metals from aqueous solution. **Proc. Ann. Chem. Congress**, Royal Society of Chemistry. 1986.

8. Holbein, B.E. and M.J. Noakes. The use of Aurosave® adsorption process for gold and precious metals. **Proc. Aust. Inst. Mining Eng.** 1988.

9. Elvish, R.D. and A.L. Huber. The use of Cyanosave® detoxification and cyanide recovery process for cyanide tailings. **Proc. Aust. Inst. Mining Eng.** 1988.

10. **Focus** Vol.2 No.1. Scarborough scores a first with new factory pollution control. Honeywell Limited. 1987 (April).

11. U.S.A. Patent 4,515,672. 1985.

PROCÉDÉ DE RECYCLAGE D'ACIDE USÉE: NOUVELLE TECHNOLOGIE

Tioxide Canada Inc.

M. Gracien Label

Paper unavailable at time of printing

Texte non reçu au moment de mettre sous presse

RECOVERY OF HEAVY METALS FROM MUNICIPAL AND INDUSTRIAL WASTEWATERS WITH MAGNETIC ION EXCHANGE RESINS

by

N S C Becker, W J Chin, R J Eldridge and E A Swinton
CSIRO, Division of Chemicals & Polymers
Private Bag 10, Clayton, Victoria 3168, Australia

1. INTRODUCTION

Ion exchange has long been recognized as a means of treating metal-containing wastewaters, but conventional ion exchange has found only limited use because its costs are high relative to the value of the recovered water and metal salts. Several recent innovations have reduced the capital cost of ion exchange by reducing resin inventories, and hence plant size. Very short fixed beds can be operated with short cycle times as in the Recoflo process (Brown, 1987). Alternatively, resin can be physically moved between adsorption and regeneration columns, usually semicontinuously (Himsley, 1980, Streat, 1986). Unlike conventional resins, magnetic ion exchangers, which were developed by CSIRO Australia originally for potable water treatment, can be pumped continuously with a peristaltic or recessed-impeller pump or an airlift, and so can be used in truly continuous ion exchange plant which needs no timer control or complex valving to regulate the flow of resin (Bolto, 1976).

Magnetic resin beads do not settle to a close-packed bed, but form loose flocs containing large volumes of void water. This property explains their ability to be pumped without attrition, and also enables suspended solids in the feed stream to pass through the resin bed without blinding it. The beads are readily dispersed by mild shear but aggregate strongly under quiescent conditions. They can therefore be made very fine (down to about 50 μm), with very high reaction rates, without loss of their handling properties. As a result, high upflow rates (30-40 m/hr) can be used in countercurrent fluid bed plant, which consequently can be very compact. The process has been demonstrated on the laboratory scale for treatment of metal-bearing wastewaters (Dixon, 1978), on the pilot scale for softening and dealkalization of bore water (Anderson, 1979), and on the plant scale (1 Ml/day) for desalination (with thermal regeneration) of brackish groundwater (Swinton, 1984). Pilot-scale work on partly-treated sewage has shown that unclarified feeds with a high organic content can be treated without fouling or blockage of the resin (Bridger, 1978).

The first part of this paper will describe pilot scale treatment of rinsewater from an electroplating shop with a magnetic weak acid resin.

The magnetic properties of resin beads containing a magnetic component can also be used more directly. Such a resin can be separated nearly quantitatively from a viscous suspension or slime by means of magnetic forces. The second part of the paper will describe the application of this principle to the detoxification of sewage sludge contaminated with heavy metals.

2. TREATMENT OF PLATING RINSEWATER

2.1 Experimental

Figure 1 shows the continuous moving-bed pilot plant (Swinton, 1983). The adsorption and regeneration columns are divided by sieve plates into four (adsorber) or 13 (regenerator) contracting stages. An agitator shaft in each column allows each stage to be agitated by a small turbine. Feed enters the base of the adsorber at rates of 10-40 l/min and rises through falling resin, exchanging divalent cations for sodium ions. Product overflows at the top. Loaded resin is transferred to the regenerator by an airlift, where it is stripped with sulfuric acid, rinsed, and converted partially to the sodium form with NaOH. Regenerated resin flows back to the adsorber under gravity, driven by the difference in head between the regenerator and adsorber. Recycled effluent is used to "lubricate" the resin in the airlift. Similarly, recycled product assists transfer of regenerated resin to the adsorber. Baffled stilling zones at the top of the columns allow rise rates of about 30 m/hr to be used without significant carryover of resin.

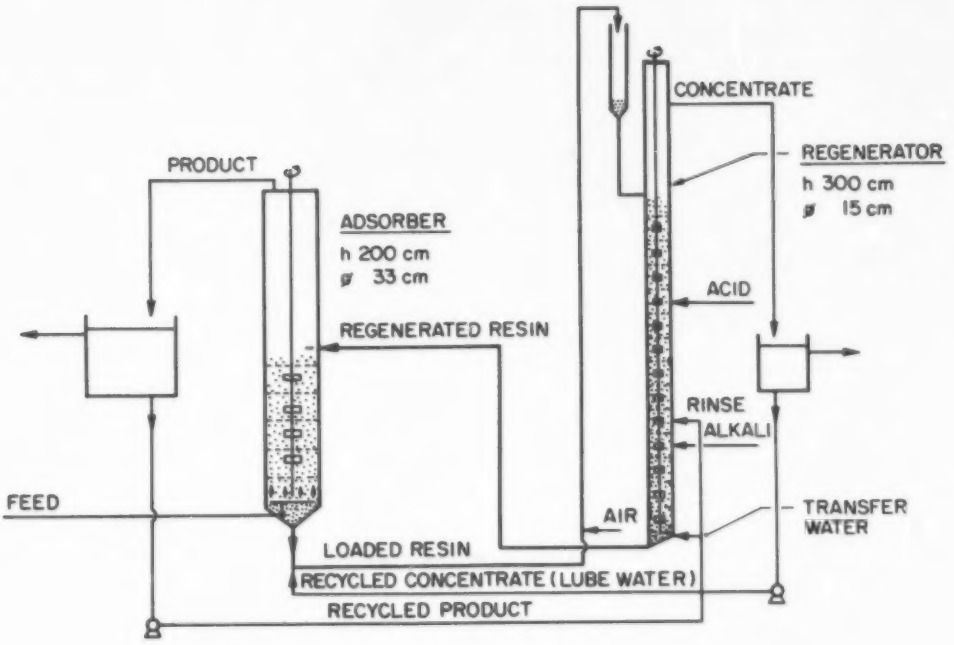


Fig. 1 Moving-Bed Ion Exchange Pilot Plant

The magnetic weak acid resin, denoted WA-G-1-M (Swinton, 1983, Clemence, 1984), was a trial batch with a capacity of only 1.65 meq/g (0.80 meq/ml). The particle size was 20-200 μ m.

In each run rinsewater (simulated or real) containing Cu^{2+}, Ni^{2+} or Cr^{3+} at concentrations of 30-50 mg/l was treated at a constant rate and samples of both product and effluent collected at intervals for analysis by atomic absorption. The target concentration for residual metal ions was set at 10 mg/l, the limit imposed by the local authority for discharge to sewer.

2.2 Results

Figure 2 and Table 1 summarize results obtained with a simulated nickel plating rinsewater containing 47 ± 2 mg Ni/l. The fluxes of acid and NaOH were set at a 63% excess over the nickel flux, while the resin flux in this experiment was about 1.0 eq/min, so that the degree of ionization, α , of the resin was 0.11. (A low degree of ionization ensures efficient use of NaOH and promotes rapid Ni^{2+}/Na^{+} exchange by limiting reaction largely to the outer layers of the resin

beads. On the other hand, higher values mean greater utilization of the resin capacity and by allowing a reduction in the amount of resin being transferred, allow less rinsewater to be used). The product concentration was consistently, if marginally, below the 10 mg/l ceiling. The concentration factor (concentration of regeneration effluent/feed concentration) averaged 14-15. Mass balances were satisfactory, as shown in the table.

TABLE 1

PILOT-SCALE TREATMENT OF SIMULATED NICKEL PLATING WASTEWATER. FEED CONCENTRATION 47 ± 2 mg/l; FLOWRATE 41 ± 1/min. REGENERANT CONCENTRATIONS 2N; FLOWRATES 53 ml/min. RINSEWATER FLOWRATE 2.1 ± 0.2 1/min.

TIME	FEED	PRODUCT			EFFLUENT			
min	Ni flux meq/min	Concn. mg/l	pH	Ni flux meq/min	Concn. mg/l	flow 1/min	pH	Ni flux meq/min
30	63	6.4	6.8	8.9	672	2.2	4.3	49
73	63	7.9	7.1	11.0	737	2.2	4.4	55
133	65	9.2	7.3	12.5	752	2.0	4.3	52

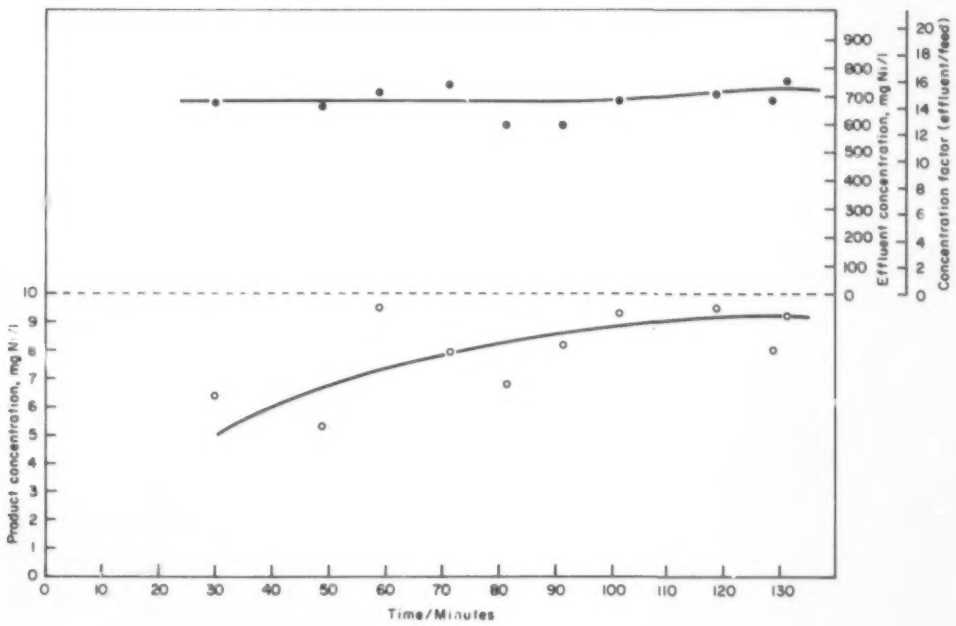


Fig. 2. Pilot-Scale Treatment of Simulated Plating Rinsewater

Halving the resin transfer rate, and thus the rinsewater requirement, doubled the concentration factor to 33 ± 3 mg/l (Table 2, Fig. 3). Simultaneously doubling the stirrer speed in the adsorber almost doubled the pulp density. As a result the product concentration from a 34 ± 2 mg/l feed fell to 1-4 mg/l. (The break in the lower curve of Fig. 3 is due to an accumulation of resin in the bottom of the regenerator early in the run. Incomplete transfer of resin to the adsorber caused a slow decline in product quality; when the flow of transfer water was increased to clear the accumulation, the product quality improved immediately).

The pilot plant has also been operated on a real plating rinsewater, which contained large amounts of an unidentified white precipitate. This would quickly have blocked a fixed bed of ion exchange resin, but passed through the moving-bed plant without any problem. Obviously the product water could not be reused without filtration, but these runs demonstrated that the ion exchange process does not require any pre-treatment of the feed. Plating additives such as boric acid and organics also passed through the plant with negligible amounts being adsorbed.

TABLE 2

PILOT-SCALE TREATMENT OF SIMULATED NICKEL PLATING WASTEWATER. FEED CONCENTRATION 34 ± 2 mg/l; FLOWRATE 41 ±1l/min. REGENERANT (3N) FLOWRATES 51 ± 4 ml/min. RINSEWATER FLOWRATE 1.25 ± 0.1 l/min. EFFLUENT FLOWRATE 1.2 ± 0.1 l/min

TIME	FEED	RESIN	PRODUCT		EFFLUENT	
min	Ni flux	FLUX	concn	Ni flux	concn	Ni flux
	meq/min	meq/min	mg/l	meq/min	mg/l	meq/min
Agitator speed 130 rpm						
10	49	445	7.6	10.6	1080	41
60	49	445	6.9	9.4	1120	48
Agitator speed 260 rpm						
38	44	570	2.4	3.3	1060	43
82	49	530	3.7	5.2	1080	45
100	47	480	1.2	1.7	1120	48

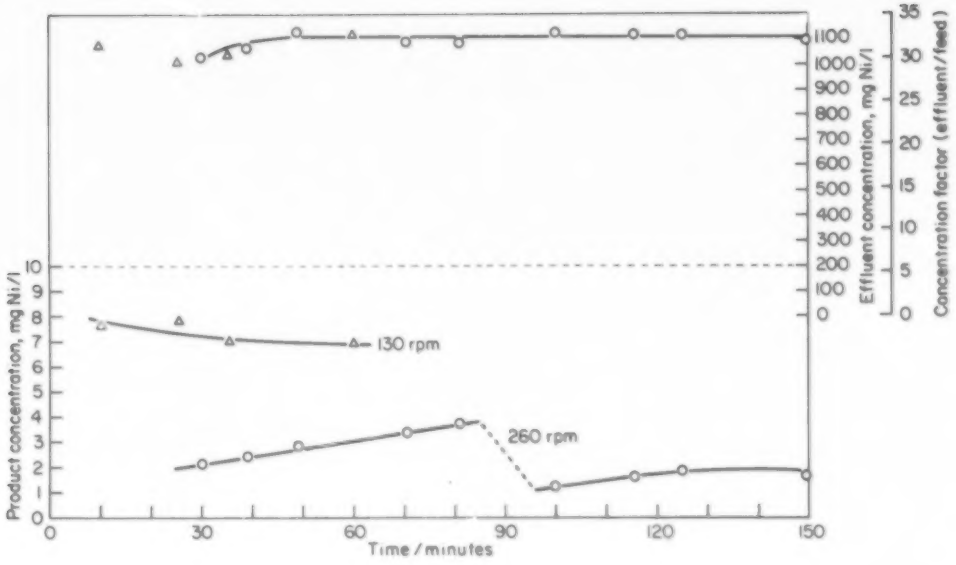


Fig. 3. Effect of Agitation Rate

Finally, it should be recalled that the capacity of the resin used in this work was low. Magnetic weak acid resins have been made in the laboratory with capacities as high as 7 meq/g. These resins would be expected to give better results both because resin transfer rates could be lower and because, being less dense, they settle more slowly and would thus remain longer in each adsorber stage.

2.3 Discussion

The work described here has shown that continuous moving-bed ion exchange with magnetic resins can successfully treat plating rinsewaters by bringing the metal concentration below the limit for sewer disicharge. After further treatment (sand filtration; carbon treatment to remove organics) the product could be recycled as rinsewater. If the plater uses deionized water for rinsing, the recovered water would be routed to the deionizer for final polishing.

Recovery of metal is also possible provided different metals are strictly separated. The 1 g/l concentrate is still much more dilute than a nickel plating bath, which would have about 80 g/l of nickel, but evaporative losses from the hot plating bath have to be made up, and at a concentration factor of 30-40, the flow of regeneration effluent would be suitable for makeup duty.

Conventional ion exchange is too costly for segregated treament of different metals to be feasible, but at the lower costs of the moving-bed process, a separate treatment plant for each plating line becomes realistic.

The pilot plant, which is large enough to treat the full rinsewater flow from a medium-sized plating operation, can be used as a basis for cost-benefit estimates. Table 3 snows estimates, in Australian dollars, of capital and operating costs and potential savings based on an assumed constant flow of 3 kl/hour, of which 95% is recovered and a metal content of 1.8 meq/l (53 mg Ni/l) of which 90% is removed with a (conservative) 50% excess of regenerants. Although the estimates are very approximate, it is clear that operating costs can be covered by savings in water and sewer charges even without chemical recovery. Capital costs can be offset by recovering metal values and by savings on conventional treatment. The estimated capital cost of $35,000 would be equivalent to $1.46/kl assuming a writeoff time of two years or 500 working days and two shifts per day. The potential savings shown in Table 3 then imply that the process will be economically attractive when the cost of conventional treatment is at the high end of the usual range.

TABLE 3

OPERATING COSTS AND POTENTIAL SAVINGS. FEED FLOWRATE 3 kl/hr. OTHER ASSUMPTIONS IN TEXT

	Quantity/ kl rinsewater	Price	$/kl
COSTS			
Operating			
H_2O_4	1.04 mol	$300/t 98% acid	0.03
NaOH	2.07 mol	$300/t 46% soln.	0.05
Power (< 5kW)	< 1.67 kWh	11.2c/kWh[1]	< 0.19
Labour (< ½ h/shift)	< 0.021 h	$12/h	< 0.25
	Total Operating Costs		< 0.52
Capital		$35,000	1.46
SAVINGS			
Purchase of water	0.95 kl[2]	45.6c/kl[3]	0.43
Sewer charges	0.95 kl[2]	22.0c/kl[3]	0.21
NaOH for precipitation	2.07 mol	$300/t 46% soln	0.054
Sludge haulage	1.5-5.8 l[4]	$150/9kl	0.025-0.10
Landfilling	1.5-5.8 l[4]	11c/kg	0.17-0.84
Recovered metal	1217g $NiSO_4.6H_2O$	$3.25/kg	0.71
	Total Savings		1.60-2.14

1. SECV tariff E1, 3rd block (5000-25000 kWh/month), 1988
2. Assuming 95% recycle
3. MMBW 1988
4. assuming 1.3-5.0% solids

3. DETOXIFICATION OF SEWAGE SLUDGE

3.1 The Problem

In many cities disposal of sludge from municipal wastewater treatment plants is a major problem. Ocean disposal is now banned almost everywhere, incineration faces problems of cost and public opposition, and landfill sites are increasingly scarce. Spreading of sludge on agricultural land, which is otherwise an attractive solution, must be strictly controlled because of the health risks from pathogens and toxic chemical residues, particularly heavy metals. Costs are very site-specific, but typically in Europe and North America disposal to agriculture could be cheaper than dewatering and landfilling by $US50-80 per tonne of dry solids, while incineration would be more costly again. Thus a process which detoxifies sludge for a cost below $50/tonne would be economically attractive.

A number of processes for detoxifying metal-contaminated sludge have been devised (Rudd, 1987). Metal ions bound to sludge solids can be liberated into the aqueous phase by simultaneous oxidation and acidification to pH 1. However, the cost of oxidant (usually hydrogen peroxide) and acid is high, and the subsequent solid/liquid separation faces formidable difficulties. Cornwell and Westerhoff (1980) proposed extraction of sludge with a liquid organophosphate extractant at pH 2, but this process has also not been adopted in practice.

3.2 Proposed Solution

Detoxification (i.e. partial removal of toxic metal ions) of sludge with magnetic ion exchangers is feasible because of two key findings (Swinton, 1987, 1988):

* When contaminated sludge is contacted with an ion exchanger and dosed with an oxidant to destroy exocellular polymers, heavy metal ions are transferred to the resin at a pH well above that required to liberate a significant fraction of the metal ions into the aqueous phase. Fig. 4 shows that significant release to solution of iron, copper and cadmium from waste activated sludge (WAS) heavily dosed with hydrogen peroxide requires a pH less than 2. Zinc is released more readily, but at more realistic doses of oxidant behaves similarly to cadmium. Although anaerobically digested sludge

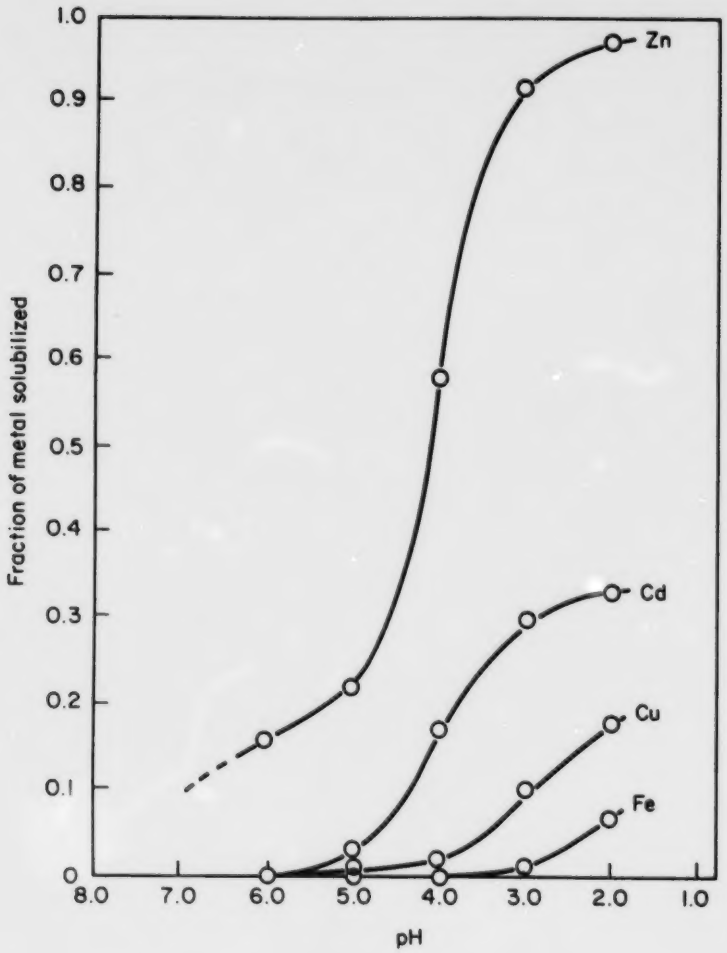


Fig. 4. Release to solution of metal ions from waste activated sludge oxidized with 0.5% hydrogen peroxide (w/w). Initial metal loading 813 mg Cu/kg solids, 1050 mg Zn/kg, 25 mg Cd/kg, 10.1 g Fe/kg, 11 g Ca/kg.

(ADS) binds heavy metal ions more tenaciously than WAS, Fig. 5 shows that a strong acid resin can extract significant amounts of copper and zinc at pH 2.5 even from ADS at relatively low oxidant doses. This result has been confirmed with WAS and ADS from several sources. Thermodynamically the process is analagous to distillation, in which a substance transfers continuously from a source to a sink even though little of it is in the vapour phase at any given time.

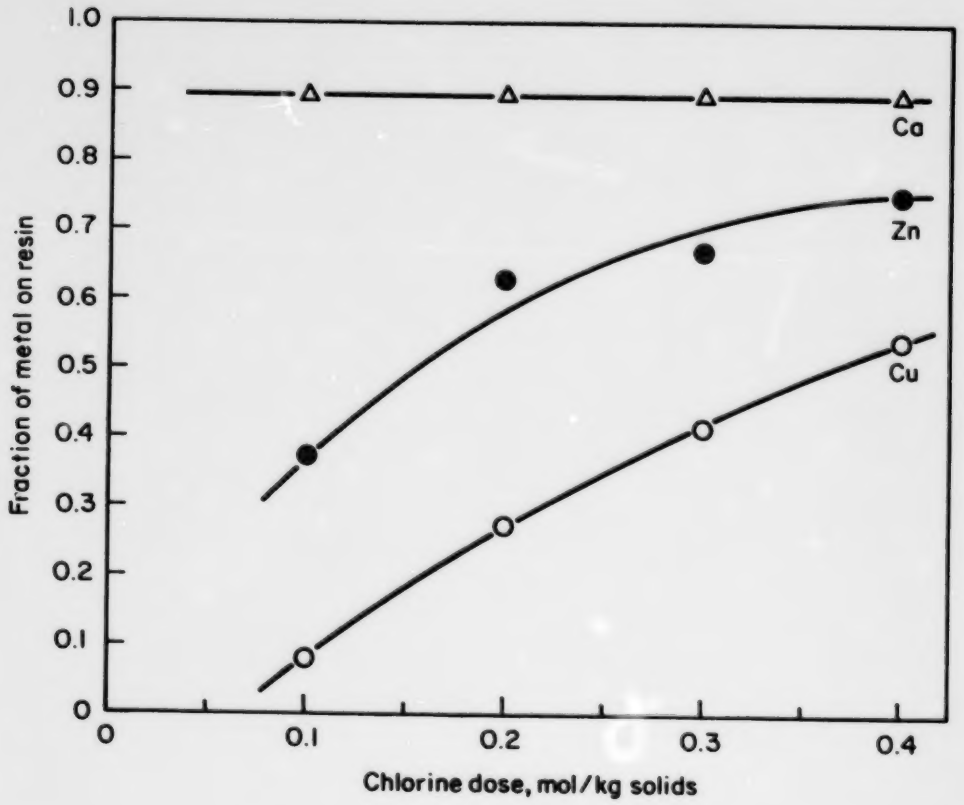


Fig. 5. Effect of chlorine dose on transfer to Duolite C255 of metal ions from digested sludge at pH 2.5. Resin dose 40 ml/l. Content time 60 min. Initial metal loading 1.1 g Cu/kg solids, 2.3 g Zn/kg, 19 g Ca/Kg.

* Magnetic resin beads can be effectively separated from gelatinous suspensions such as sewage sludge in a magnetic drum separator. This is a simple, cheap piece of equipment widely used in coal washing and similar separations, and also in the Sirofloc process for water purification (Dixon, 1983, 1988). As Fig. 6 shows, it consists of nothing more than a number of permanent magnets inside a stainless steel drum which rotates in a trough through which the suspension flows. Magnetic particles adhere to the drum until they are carried out of the trough and discharged over a weir. A magnetic drum separator is far cheaper to purchase and operate than electromagnetic devices such as high-gradient separators.

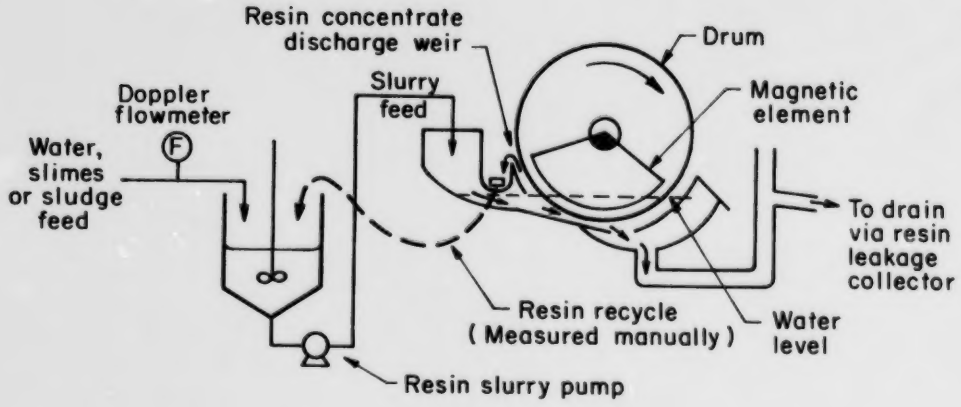


Fig. 6. Magnetic Drum Separator

For the proposed sludge detoxification process to be economic, the loss of magnetic resin would have to be less than about 5 ml per kl of sludge treated. Since the force on a magnetic particle is proportional to its volume, drum separators recover larger particles more effectively. The required low losses are achieved in practice only with resin beads which are coarse compared to those used the metal finishing work, but still within the normal size range of ion exchangers. Fig. 7 shows the ability of a pilot magnetic drum separator, having a drum 300 mm in diameter and 150 mm long, to recover magnetic resin beads from water. A flow rate of 7 l/min is typical for a drum of this size, and at this rate the resin loss is only 5 ml/kl for fine (420-600 μm) beads and still less for coarser beads. Resin losses from sludge were greater, but still acceptable. WAS from Melbourne's South Eastern Purification Plant (SEPP), after passage through a 6 mm screen to remove gross solids, contained about 0.6% solids, and was about ten times more viscous than water. For flowrates of 4-8 l/min, loss of resin was about 5 ml/kl at a bead size of 600-800 μm (Fig. 8) and still negligible at larger sizes. WAS thickened to 1-2% solids, then acidified to pH 2.5, was similar in viscosity. ADS, on the other hand, had a much greater solids content (3-4%) and hence viscosity.

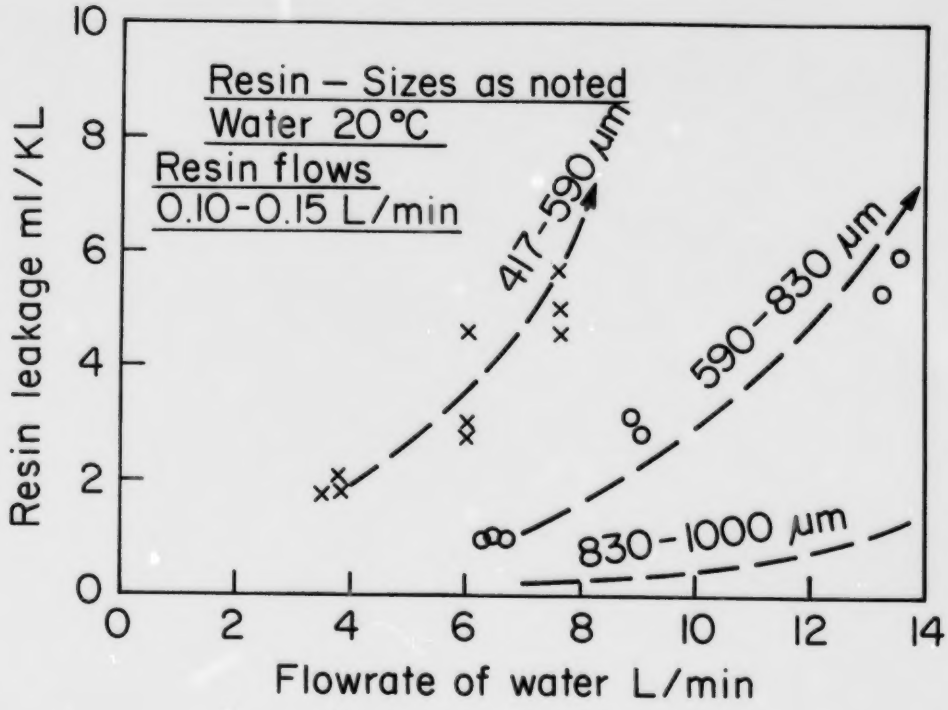


Fig. 7. Recovery of magnetic resin from water. Effect of flowrate and bead size on leakage.

It seemed unlikely that ADS could be economically detoxified, but when screened to remove coarse fibres and acidified to pH 2.5, even ADS had a viscosity low enough for resin losses to be acceptable. In practice a scavenging magnet would be installed downstream to reduce resin losses even further.

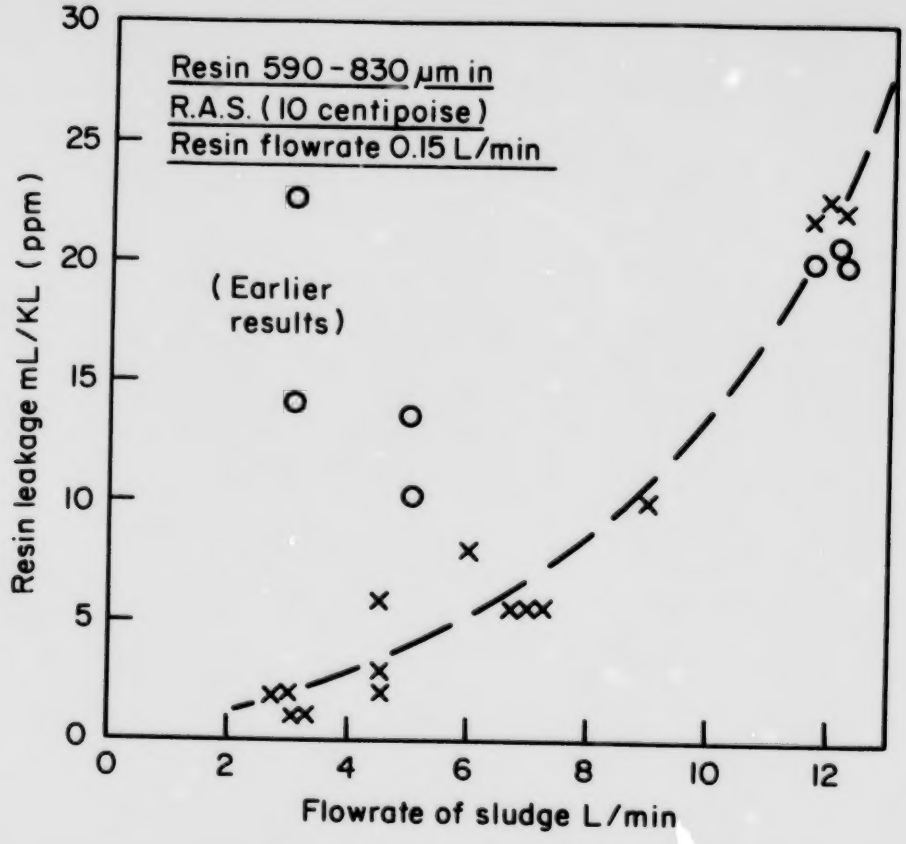


Fig. 8. Recovery of 590-830 µm magnetic resin beads from return activated sludge (RAS 0.6% solids).

The proposed process, then, consists of contacting sludge (WAS or ADS) with an appropriate magnetic resin, adding acid to a pH of 2.5-3, followed by an oxidant (gaseous chlorine), then after a suitable contact time separating the loaded resin and regenerating it with acid. Both the concentrated regeneration effluent (representing 2-5% of the original sludge volume) and the detoxified sludge would be neutralized with lime before disposal. The resulting very small amount of metal hydroxide sludge would have to be sent to a licensed toxic landfill. The following sections summarize some laboratory investigations intended to assess the economic feasibility of the process.

3.3 Procedure

Sludges were obtained from SEPP and spiked with selected metal salts or generated in a small package extended aeration plant fed with domestic sewage to which metal glycinates were added. Spiked sludges were allowed to equilibrate for at

least 48 hours before use. Attention was focussed on cadmium, which commonly limits the application rate of sludge on land, copper, which is usually the most difficult to extract of the common toxic metals, and zinc, which by contrast is readily extracted.

Sludge was first screened through a 250 or 420 μm laboratory screen. Ion exchange resin (magnetic or commercial, bead size > 500 μm) was then added, gaseous chlorine dosed in from a cylinder, and the pH adjusted to the desired value with sulfuric acid. After the desired reaction time the resin was separated on a 420 μm screen and regenerated with sulfuric acid. Treated and untreated sludge and the regeneration effluent were analyzed for the metals of interest by atomic absorption.

3.4 Results

Although both the resin and the chlorine lower the pH of the sludge, further acid is required to mobilize the heavy metal ions. At a pH in the range 2.5-3.0 a major proportion of the Cu, Cd and Zn, but relatively little Fe, is transferred from sludge to a strong acid resin. Since titration experiments showed sludges to be strongly buffered below pH 2.5, this result means that far less acid is required than in processes operating at pH 2 or 1. Much of the acid demand isin the aqueous phase, so that thickening results in reduced acid consumption per kg of sludge solids.

Transfer of metal ions from WAS to resin increases with chlorine dose up to about 0.5 mol Cl_2/kg sludge solids. For cost reasons the dose probably cannot exceed 0.2-0.3 mol/kg, but this should be sufficient to allow a useful degree of detoxification. A contact time of 30-60 min was required. Table 4 summarizes the results of extractions performed on WAS with Duolite C255, using either 1.5% resin (v/v) in a single step or 2 X 0.5% in a two-stage counter-current process. Extraction was greater in the two-stage process while the amount of regenerant required was reduced by a third. No difference in extraction behaviour was detected between spiked and acclimated WAS.

TABLE 4

EXTRACTION OF WAS WITH DUOLITE C255. TWO STAGE VS. SINGLE-STAGE EXTRACTION. pH 2.5 0.3 MOL Cl_2/kg

Stages	Resin dose per stage % v/v	% metal extracted		
		Cu	Zn	Cd
1	1.5	40	60	55
2	0.5	57	66	86

ADS, containing chemically reduced species such as sulfides, has a higher chlorine demand than WAS, but at a chlorine dose of 0.3 mol/kg 60-70% of the Zn and Cd and 40% of the Cu were extracted after one hour at pH 2.5.

The above results were obtained with sludges from Melbourne, which has soft water. Levels of Ca and Mg in the sludges were therefore low. In a hard water area the resin requirement would be much greater because hardness ions, which are present at much greater concentrations than the heavy metal ions, are readily adsorbed by the non-selective strong acid resin (as Fig. 5 shows for Ca). This problem can be avoided by the use of a chelating resin selective for transition metal ions over alkaline earth cations. Table 5 shows results obtained when a sludge heavily spiked with transition metals and Ca was extracted with a commercial iminodiacetic acid resin (Amberlite IRC 718). Extraction of the toxic metals was high, while the amount of resin capacity wasted on the extraction of Ca^{2+} was much less than with a strong acid resin. Although chelating resins are more expensive, there is an offsetting economy in that they are readily regenerated with little more than the stoichiometric amount of acid, whereas strong acid resins require at least a 200% excess (which must then be neutralized with lime before disposal).

TABLE 5

EXTRACTION OF SPIKED ADS WITH IRC 718. RESIN DOSE 40 ml/l. CHLORINE DOSE 0.4 MOL/KG. pH 2.5-3.0. CONTACT TIME 45 MINS. TEMPERATURE 37°

Metal	Concn. mg/kg			% Extraction	
	Initial	Single Stage	Two-Stage	Single Stage	Two-Stage
Cu	3700	820	780	78	79
Zn	4600	1490	700	68	85
Cd	190	80	55	58	71
Ca	97000	74000	69000	24	29

3.5 Discussion

The process outlined here can be applied either to WAS, preferably after partial thickening, or to ADS. Treatment of WAS would be physically easier and would consume less acid, chlorine and lime but, on the hand, would miss a significant proportion of the heavy metals entering the wastewater treatment plant, since some will report in the primary

sludge. However, in many plants the proportion of heavy metals overflowing the primary settler and passing to activated sludge is high. For example, Petrasek and Kugelman (1983) estimated that in Cincinnati, for the majority of the time, 70% of the heavy metal removal was achieved by the activated sludge. Nielsen and Hrudey (1983) quote examples where over 80% of the cadmium is removed by the activated sludge. Where such behaviour is found, 70-80% extraction of heavy metals, particularly of Cd, from WAS would significantly increase the permitted application rate to land of the final mixed sludge.

Treatment of ADS, particularly while still warm, is feasible provided that gross fibrous and particulate matter is first removed by screening. A recent innovation in both Europe and North America is screening of primary sludge through step screens with 3 mm, and even 1 mm apertures. Where these are installed, screening would not represent an additional cost to the detoxification process.

Table 6 summarizes estimated chemical requirements for the various treatment options. Operating costs will depend on local chemical prices, which are very variable, but for all cases studied the dominant item is likely to be the acid required to lower the pH to 2.5-3. Consumption of resin should be less than 0.5-0.7 l/tonne and add little to operating costs. Use of a chelating resin seems to be economically favoured.

A magnetic separator capable of processing the sludge from a wastewater treatment plant for a city with an equivalent population (e.p.) of about a million, would be only 0.75 m in diameter and 2.7 m wide, with a cost of less than $US35,000, and its operating costs would be negligible. Contacting equipment would be simple, consisting of one or two agitated tanks for the adsorption step and a small column for regeneration. For the assumed one million e.p. plant it would be about 0.5 m in diameter and 3 m high.

TABLE 6

ESTIMATED CHEMICAL CONSUMPTION (kg/tonne SLUDGE SOLIDS). WAS THICKENED TO 1.3% VS ADS (3% SOLIDS)

	WAS		ADS		
	Low Ca	High Ca	Low Ca	High Ca	
	C255	IRC718	C255	C255	IRC718
Acid	150	110	200	300	160
Chlorine	15	15	30	30	30
Lime	50	20	120	200	100

3.6 Conclusion

The chemistry of sludge detoxification has been investigated on the laboratory scale and recovery of magnetic resins from sludge on the pilot scale.

The proposed process is capable of substantially reducing the levels of toxic heavy metals in wastewater treatment sludge. The environmental benefits of land application can thus be realized without the hazard of soil contamination. The cost seems acceptable given the costs of alternative disposal options, but reliable cost estimates would require tests on real samples of any candidate sludge. Such tests can readily be carried out in the laboratory with commercial resins, which would be separated by screening. If the results of this stage were favourable, pilot scale testing with magnetic resin would follow.

REFERENCES

1. Anderson, N.J., Dixon, D.R. and Swinton, E.A. (1979). Continuous Ion Exchange Using Magnetic Shell Resins II. Dealkalisation - Pilot Plant Study, J. Chem. Tech. Biotechnol. 29, 332-338.

2. Bolto, B.A., Dixon, D.R., Eldridge, R.J., Kolarik, L.O., Priestley, A.J., Raper, W.G.C., Rowney, J.E., Swinton, E.A. and Weiss, D.E. (1976). Continuous Ion Exchange Using Magnetic Micro Resins. In The Theory and Practice of Ion Exchange, Soc. Chem. Ind., London, pp. 27.1-27.11.

3. Bridger, J.S. and Dixon, D.R. (1978). Continuous Ion Exchange Using Magnetic Shell Resins. IV. Pilot Plant Studies Using Unclarified Feed, J. Appl. Chem. Biotechnol. 28, 17-22.

4. Brown, C.J. (1987). Acid and Metals Recovery by Recoflo Short Bed Ion Exchange. In Separation Processes in Hydrometallurgy, G.A. Davies, ed., Soc. Chem. Ind., London, pp. 379-392.

5. Cornwell, D.A. and Westerhoff, G.P. (1980). Extract Heavy Metals via Liquid-ion Exchange, Water Wastes Eng. 17(2), 27-42.

6. Clemence, L.J., Eldridge, R.J. and Lydiate, J. (1984). Preparation of Magnetic Ion Exchangers by Cerium-Initiated Graft Polymerization on Cross-linked Poly(vinyl alcohol), Reactive Polymers 2, 197-207.

7. Dixon, D.R. and Hawthorne, D.B. (1978). Continuous Ion Exchange Using Magnetic Shell Resins. III. Treatment of Effluents containing Heavy Metal Ions, J. Appl. Chem. Biotechnol. 28, 10-16.

8. Dixon, D.R. and Kolarik, L.O. (1983). Magnetic Microparticles for Treatment of Natural Waters and Wastewaters in Chemistry for Protection of the Environment, L. Pawlowski, A. Verdier and W.J. Lacy, eds., Elsevier, Amsterdam, pp. 179-191.

9. Dixon, D.R. (1988). An Alternative Water Treatment Method Using Magnetite, ACHEMA Suppl. 2., GIT Verlag, Darmstadt, pp. 44-47.

10. Himsley, A. (1980). Continuous Ion Exchange for Metal Recovery and Water Treatment, Proc. 41st International Water Conference, Engineers' Soc. W. Pennsylvania, Pittsburgh, pp. 236-240.

11. Nielsen, J.S. and Hrudey, S.E. (1983). Metal Loadings and Removal at a Municipal Activated Sludge Plant, Water Res. 17, 1041-1052.

12. Petrasek, A.C. and Kugelman, I.J. (1983). Metals Removals and Partitioning in Conventional Wastewater Treatment Plants, JWPCF 55, 1183-1190.

13. Rudd, T. (1987). Sludge Treatment. in Heavy Metals in Wastewater and Sludge Treatment Processes. Vol. II, J.N. Lester, ed., CRC, Boca Raton, pp. 41-67.

14. Streat, M. (1986). Continuous Ion Exchange Technology. in Ion Exchange: Science and Technology, NATO ASI Series E No. 107, A.E. Rodrigues, ed., Nijhoff, Dordrecht, pp. 319-335.

15. Swinton, E.A., Nadebaum, P.R., Monkhouse, P. and Poulos, A. (1983). Continuous Ion Exchange Using Magnetic Microbeads. Field trials of a Transportable Pilot Plant, Proc. Aust. Water Wastewater Assn. 10th Federal Convention, pp. 30-1 - 30-14.

16. Swinton, E.A., Bolto, B.A., Eldridge, R.J., Nadebaum, P.R. and Coldrey, P.C. (1984). The Present Status of Continuous Ion Exchange Using Magnetic Micro-resins. in Ion Exchange Technology, D. Naden and M. Streat, eds., Ellis Horwood, Chichester, pp. 542-562.

17. Swinton, E.A. (1987). Separation of Ion-exchangers from Slurries by Magnetic Drum Separators. in Separation Processes in Hydrometallurgy, G.A. Davies, ed., Soc. Chem. Ind., London, pp. 408-420.

L'ENLÈVEMENT DES SUBSTANCES ORGANIQUES VOLATILES PAR PERVAPORATION

Zenon Environmental Inc.

M. P. Côté

Paper unavailable at time of printing

Texte non recu au moment de mettre sous presse

WATER TREATMENT AND FLOTATION STUDIES ON RECYCLE WATER FROM MINERAL PROCESSING PLANTS

S.R. Rao[1], R. Gehr[2], J.A. Finch[1] and R. Biss[3]

1 Department of Mining and Metallurgical Engineering, McGill University, Montreal, Quebec H3A 2A7.

2 Department of Civil Engineering and Applied Mechanics, McGill University, Montreal, Quebec H3A 2K6.

3 La Mine Niobec, St-Honore, Quebec GOV 1LO.

ABSTRACT

Treatment of recycle water from two mineral processing plants and the effects of water chemistry on the flotation of specific minerals including pyrochlore, silicates and sulphides have been investigated.

The presence of high concentration of Ca^{++} and Mg^{++} ions in the recycle water reduces recovery of pyrochlore. The presence of organics promotes the flotation of silicate minerals leading to lower selectivity of the desired minerals.

In sulphide flotation the presence of Cu^{++}, Pb^{++} or Fe^{++} causes inadvertent activation leading to poor selectivity.

Biological treatment using natural tailing pond sludge lowers the organic concentration. Further improvement is achieved by activated carbon treatment. Cationic species can be removed by treatment with ion exchange resins. Marked improvement in flotation performance is then observed.

INTRODUCTION

The technique of froth flotation for the selective separation of minerals has been used for almost eighty years in the processing of low grade and fine grained multicomponent complex ores [1,2]. As flotation is based on the creation of a hydrophobic surface, usually by chemical interaction with flotation agents (called collectors) and the mineral surface, the process is sensitive to the water chemistry of the system. In recent years the mineral industry has been required for environmental reasons to increase the use of water recycled from the discharge. The recycle water carries contaminants derived from deliberate chemical additions to the process as well as those entering naturally if impoundment ponds are used, which can alter the chemistry of the system and affect flotation. The effect is often negative. Reduced process performance is observed especially in the selective flotation of minerals from complex ores [3].

The present paper examines the effects on flotation of using recycle water from two types of processing plants. The first is a non-sulphide plant, la Mine Niobec, St-Honore, Quebec, which recovers a niobium mineral (pyrochlore). The second is from sulphide ore processing plants at Brunswick Mines, Bathurst, New Brunswick, and Kidd Creek Mines, Timmins, Ontario. In each case the flotation of specific minerals

occurring in the respective ores was studied in the laboratory. Treatment of the recycle water by various techniques and the effects of such treatment on flotation has also been explored.

EXPERIMENTAL METHODS

Flotation

Laboratory tests were conducted with specific single minerals using 1 g samples in a microflotation cell described by Rao and coworkers [4]. Flotation was also conducted with ore from Kidd Creek Mines using a batch flotation cell and 1 kg lots. Experimental details have been described by Leroux and coworkers [6]. A combined copper-lead concentrate was produced and analyzed for Cu, Pb, Fe and Zn. Under identical operating conditions, tests were conducted with tap water, and with samples of Kidd Creek and Brunswick Mining recycle water.

Water Treatment

The following water treatment techniques were explored on flotation plant recycle waters.

1. Biological treatment of recycle water from Niobec using biologically active tailing pond sludges. This was conducted in a laboratory-scale pilot plant. Full details are described by Gehr and coworkers [5].
2. Activated carbon treatment to lower the concentration of organics.
3. Treatment with ion exchange resins to remove the cationic species.

Details of 2 and 3 have been described by Rao and coworkers [4].

STUDIES ON RECYCLE WATER FROM PYROCHLORE PROCESSING PLANT

The plant at la Mine Niobec processes a niobium ore containing pyrochlore as the valuable mineral, and carbonates (mainly calcite and dolomite) and silicates (mainly albite and microcline) as waste. Currently, the plant is using approximately 85% recycle water in flotation. Carbonates are first floated using oleic acid as the collector. The remaining material containing pyrochlore and associated silicates is then subjected to another series of flotation steps where pyrochlore is floated using a secondary amine type reagent. Details of the process have been described elsewhere [4].

The main effects of using recycle water have been found to be: (i) lower recovery of pyrochlore due to the high concentration of Ca^{++} and Mg^{++}; and (ii) lower selectivity due to the undesired flotation of silicate minerals (probably caused by the residual organics) [4].

In the present work the effects of recycle water purification by biological treatment and activated carbon to remove the organics, and with ion exchange resins to remove cationic species have been studied.

Results and Discussion

The recycle water from la Mine Niobec had relatively high concentrations of Ca^{++} (200 ppm) and Mg^{++} (l00 ppm). The TOC value was in the range 6-l0 ppm. Treatment in a simulated lagoon, using nutrient addition and biological sludge from a dam on the mine site, lowered the TOC value to 3-5 ppm. (Details of this work are

given by Gehr and coworkers [5]). Treatment with activated carbon further reduced the TOC to 2-3 ppm.

The results of microflotation studies on albite, microcline and pyrochlore, using the treated recycle water, are shown in Figures I and 2. Biological treatment reduces the flotation of albite, but activated carbon treatment is required to depress the flotation of microcline.

Flotation of pyrochlore is slightly improved by biological treatment. It can be significantly enhanced only by ion exchange resin treatment, which removes the Ca^{++} and Mg^{++} ions. (Figure 2).

STUDIES ON RECYCLE WATER FROM SULPHIDE FLOTATION PLANT

Several plants in eastern Canada process complex sulphide ores. The principal minerals are galena (PbS), chalcopyrite ($CuFeS_2$), sphalerite (ZnS) and pyrite (FeS_2). The first three are of economic value as sources of lead, copper and zinc. In most operations galena and chalcopyrite are floated as a combined or bulk concentrate in the first stage, using a xanthate (ROC:SSK) as collector. In the second stage sphalerite is floated after activation with $CuSO_4$ while the flotation of pyrite is minimized by keeping the pH high (I0-II).

In the present work flotation studies on the four principal sulphide minerals were conducted using three recycle water samples and Montreal tap water as a reference base. The first recycle was 'Internal Recycle Water' from Brunswick Mines. It was a mixture of copper-lead scavenger tails thickener overflow and fresh water in a 1:1 ratio. The second was 'External Recycle Water' from Brunswick Mines. This is made up of plant tailings water (with added lime) and acid mine treatment plant discharge water. The third water sample came from Kidd Creek Mines. This water had been treated with NH_4OH and therefore was low in heavy metal ion concentration. However it contained organic matter of unknown composition, and of sufficient concentration to impart a distinct smell. The smell was practically eliminated by treatment with activated carbon. Chemical compositions are given in Table 1.

Table 1

Chemical characteristics of the recycle water samples from sulphide flotation plants

	pH	Concentration of metal ions (ppm) Pb	Zn	Cu	Fe	Ca	Mg
Brunswick internal recycle water	5.9	0.9	4.0	0.1	5.2	69	10.6
Brunswick external recycle water	2.8	4.8	24.0	1.2	22	331	58
Kidd Creek recycle water	7.8	0.5	0.5	0.1	0.2	260	140

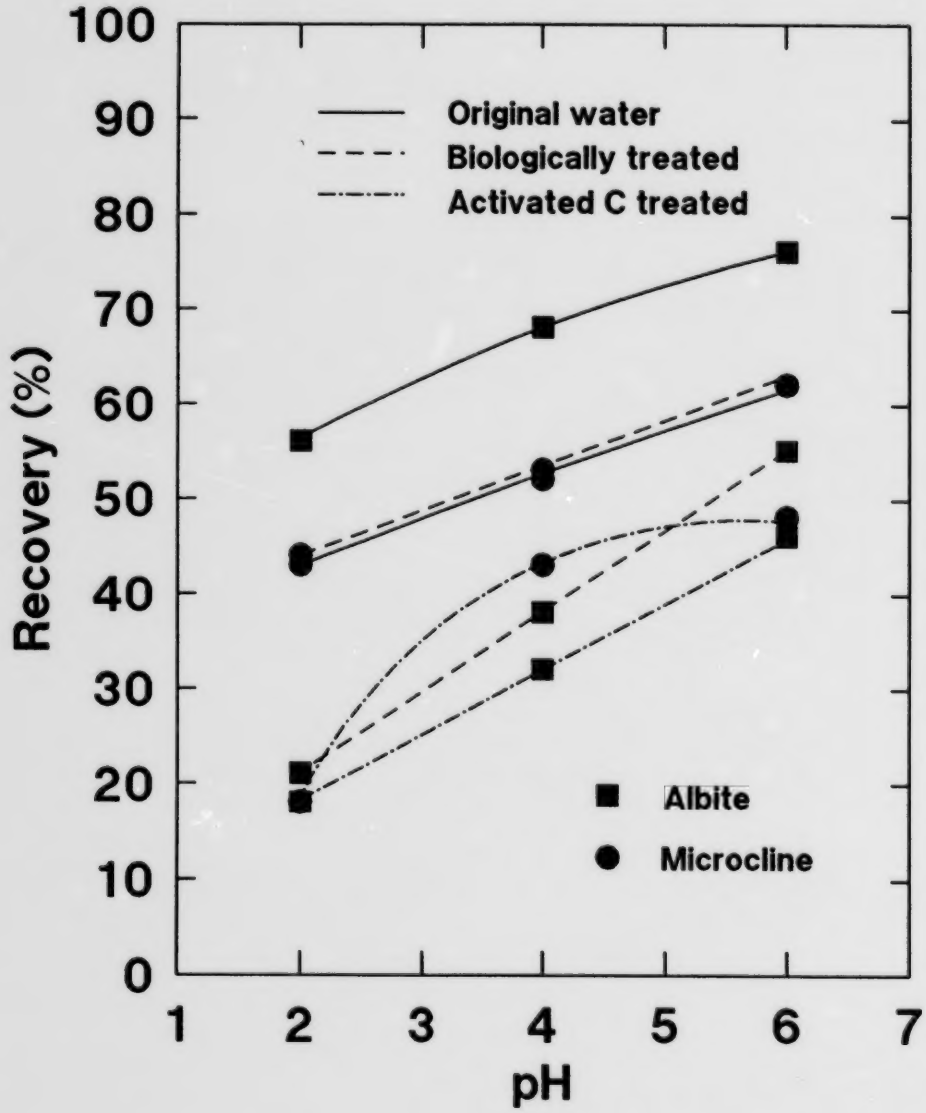


Fig. 1 Effect of Niobec recycle water treatment on the flotation of silicates albite and microcline

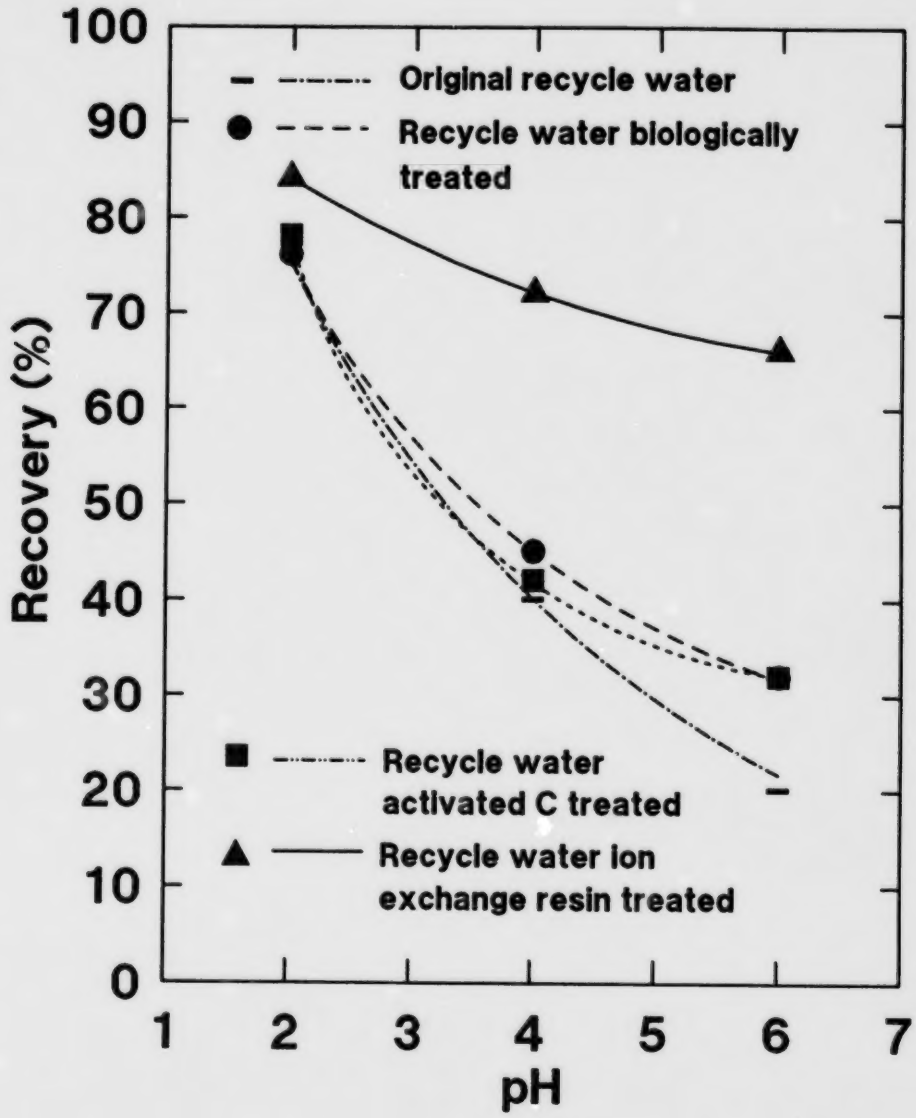


Fig.2 Effect of water treatment on the flotation of pyrochlore

Results and Discussion

Tests with Montreal tap water

Figure 3 shows the flotation recoveries of the four sulphide minerals, galena, pyrite, chalcopyrite and sphalerite, with and without $CuSO_4$ as a function of increasing concentration of potassium ethyl xanthate. The pH was adjusted to 8.5 (by lime) as this is close to the pH used in bulk Pb/Cu flotation at Brunswick Mining. The results show relatively low recoveries of pyrite and unactivated sphalerite.

Figure 4 shows the generally depressant effect of increasing pH on the flotation of the four sulphide minerals at a constant concentration of xanthate. The selective depression of pyrite is clearly evident.

Flotation with Brunswick Recycle Water

Test results with Brunswick internal and external recycle waters are shown in Figures 5 and 6 respectively. The effect of pH on the flotation of pyrite and sphalerite in external recycle water is shown in Figure 7. The results show increase in the recoveries of pyrite and sphalerite at higher pH.

Comparison of Flotation of Minerals in Tap Water and Recycle Waters

The maximum flotation recoveries of the various sulphide minerals in different waters are summarized in Table 2.

Table 2
Flotation Recoveries of Sulphide Minerals in Tap Water and Recycle Waters.

	Tap water		Brunswick internal	Brunswick external		Kidd Creek
	pH 8.5	pH 10	pH 8.5	pH 8.5	pH 10	pH 8.5
Galena	78	64	10	25	20	18
Chalcopyrite	66	40	40	40	28	15
Pyrite	22	10	25	44	55	26
Sphalerite no $CuSO_4$	21	~0	28	26	44	30
Sphalerite with $CuSO_4$	65	64	68	60	72	60

The following important features are noted. The flotation recoveries of galena and chalcopyrite are lower in all the recycle waters. The recoveries of pyrite and unactivated sphalerite are greater in Brunswick external recycle water, and increase

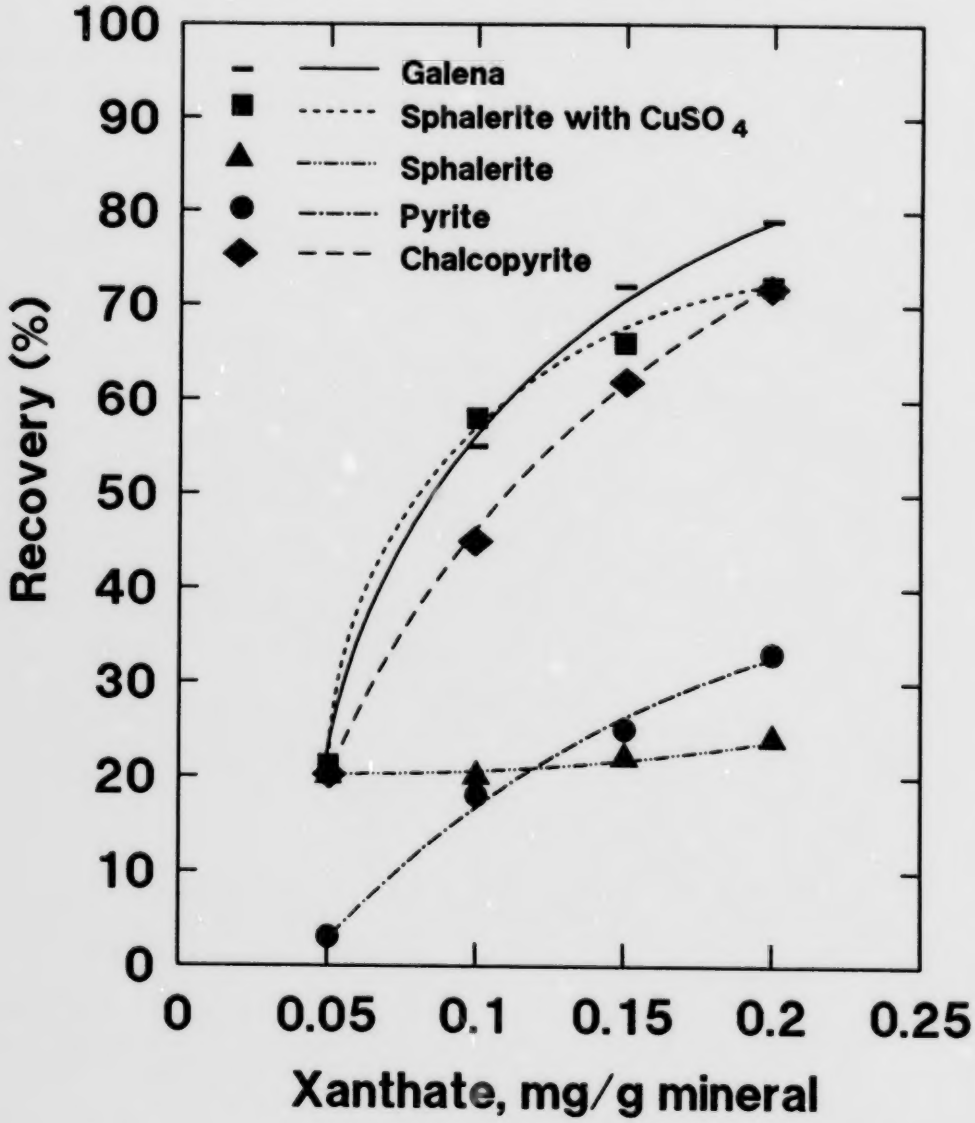


Fig.3 Flotation in tap water, effect of xanthate concentration at pH 8.5

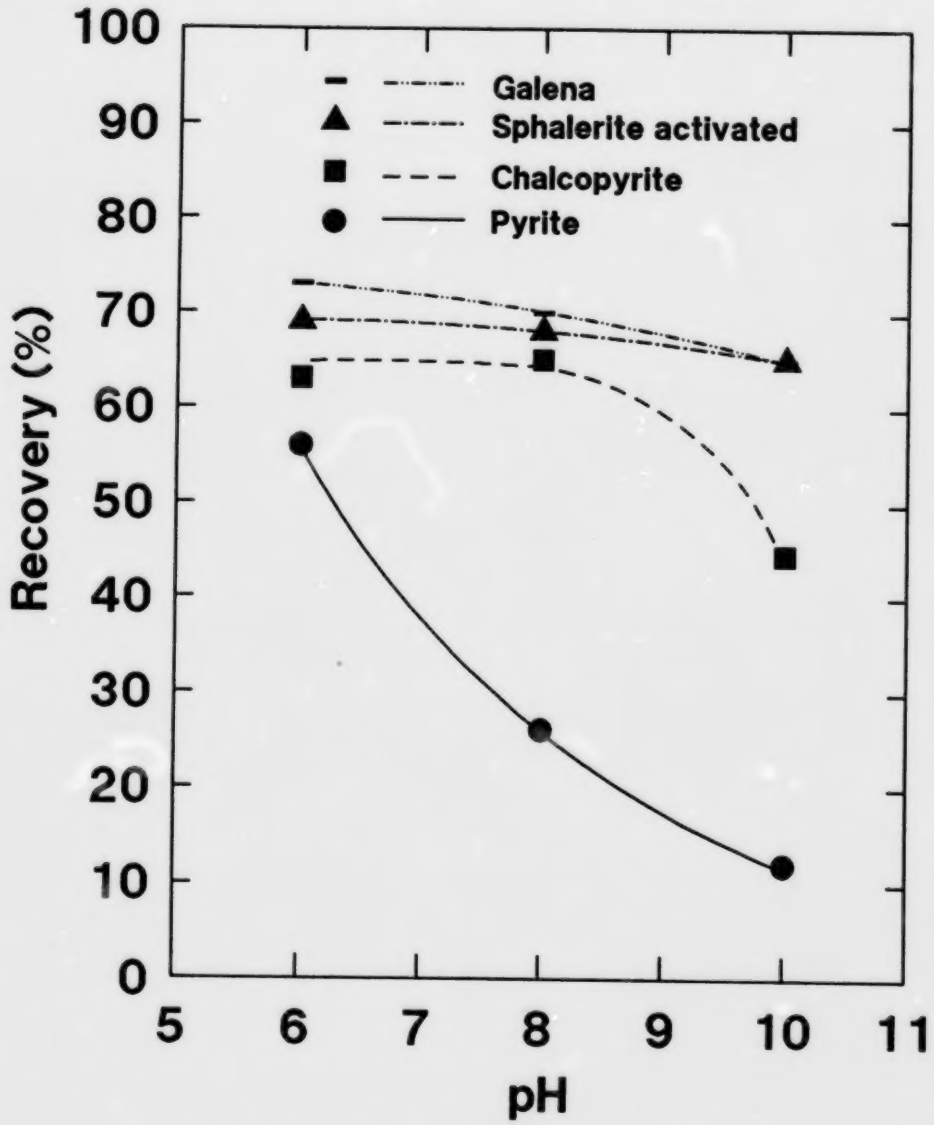


Fig.4 Flotation in tap water, effect of pH at xanthate concentration 0.15 mg/g mineral

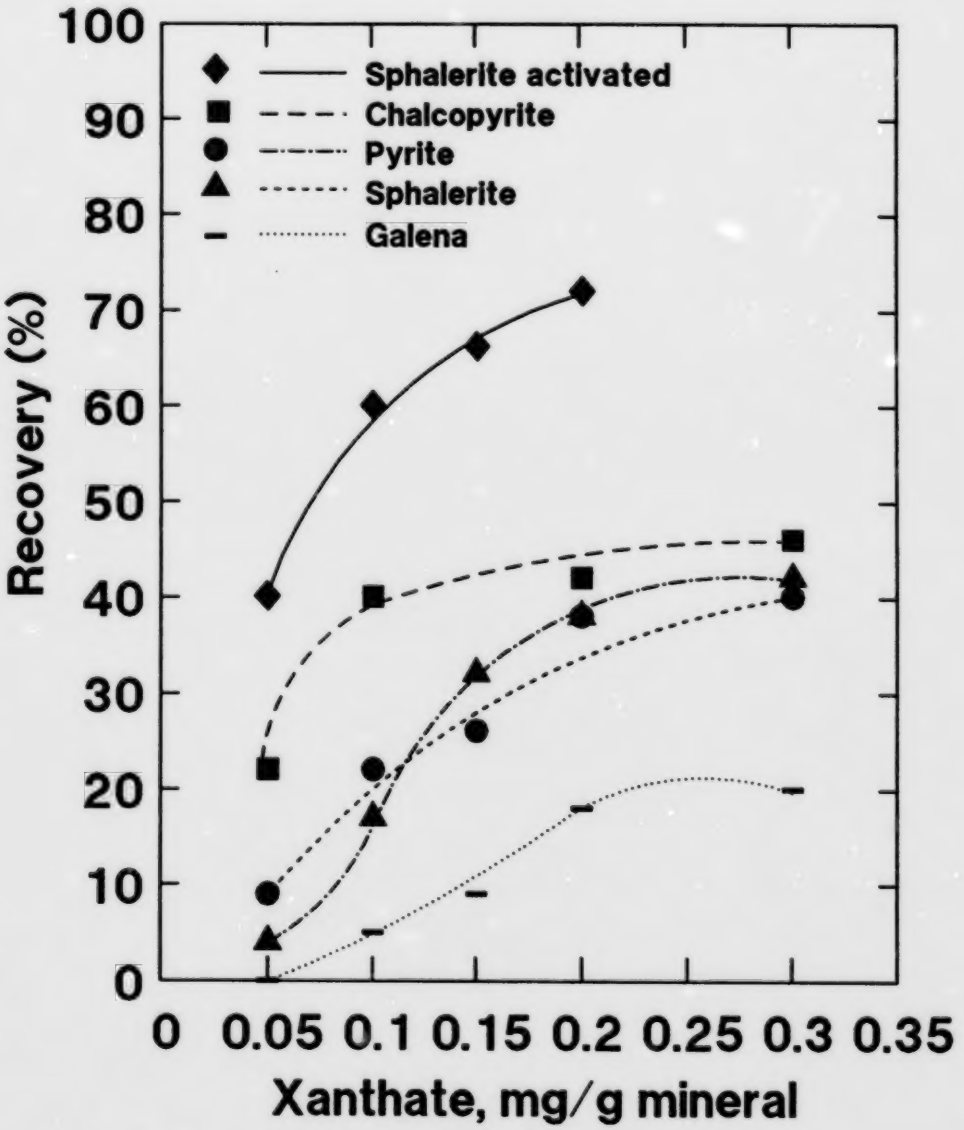


Fig.5 Flotation in Brunswick internal recycle water, effect of xanthate concentration at pH 8.5

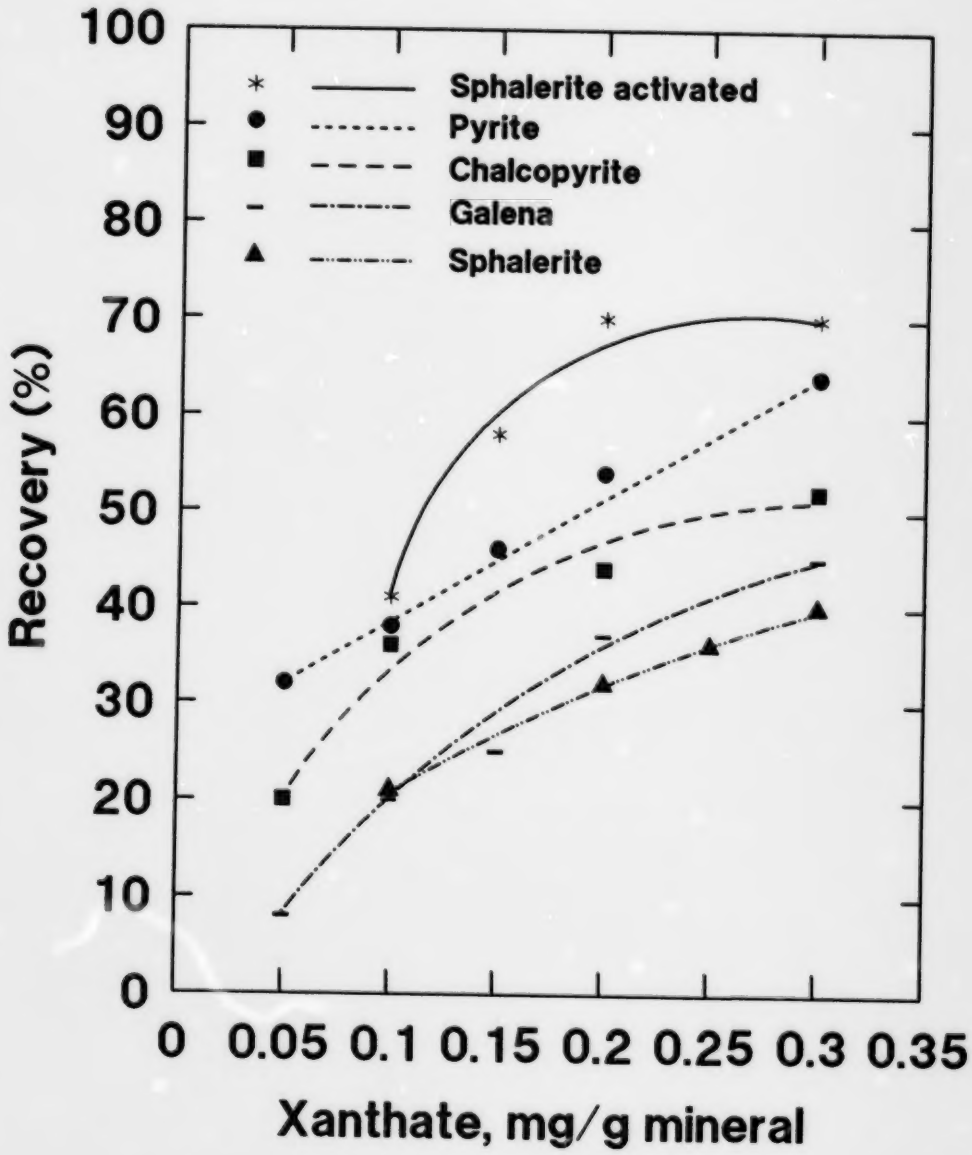


Fig.6 Flotation in Brunswick external recycle water, effect of xanthate concentration at pH 8.5

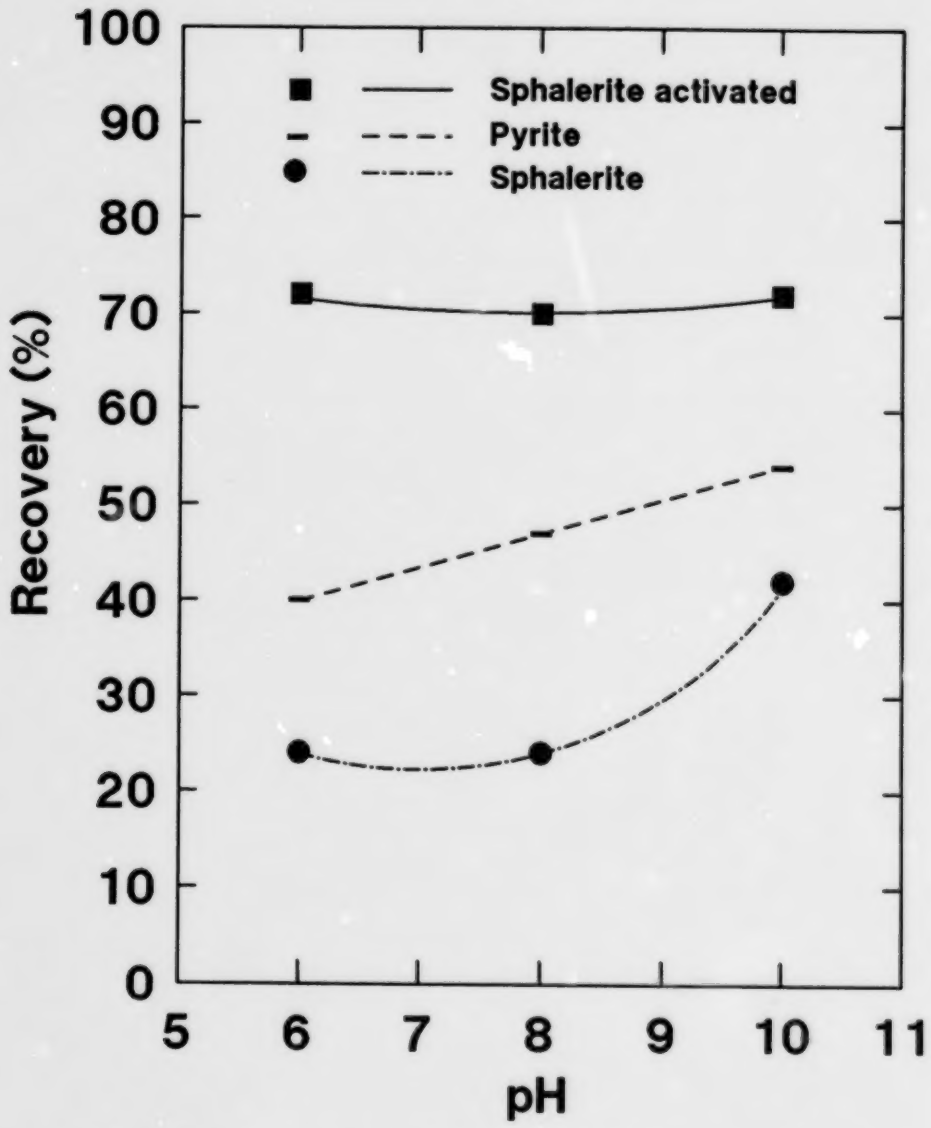


Fig.7 Flotation in Brunswick external recycle water, effect of pH at 0.15mg/g xanthate

with increasing pH. This appears a little surprising as the flotation of sulphides usually decreases at higher pH (see Figure 4). It may be caused by an activating action of metal hydroxy species at high pH [6].

The results show the presence of organic and cationic species in the recycle water affect the flotation of sulphide minerals. The following two sections describe studies conducted to investigate these findings.

Water treatment:

(i) Flotation Using External Recycle Water Treated with Ammonium Hydroxide: Results obtained with external recycle water treated with ammonium hydroxide in slight excess are shown in Figure 8. The flotation recoveries of pyrite are greatly reduced. This corresponds to the removal of the activating metal ions, Cu^{++} as a $Cu(NH_3)_4^{++}$ complex and Fe^{+++} as $Fe(OH)_3$.

(ii) Effect of Activated Carbon Treatment of Water on Flotation: The results of flotation with recycle waters treated with activated carbon are shown in Figures 9 and 10. The activated carbon treatment has no effect on the flotation of pyrite and unactivated sphalerite. But the flotation recoveries of galena and chalcopyrite are greatly improved. Activated carbon adsorbs the residual organics, which appear to depress galena and chalcopyrite.

(iii) Effect of Treatment with Ion Exchange Resins: Brunswick external recycle water passed through a cation exchange resin (IR 120 Plus, Rohm And Haas) was found to be practically free of cationic species; Cu^{++}, Pb^{++}, Fe^{++} concentrations measured by atomic absorption were < 1 ppm. The results of flotation obtained with this water are shown in Table 3. (Results using NH_4OH treatment are included for comparison).

Table 3
Flotation of Pyrite and Sphalerite in Brunswick Recycle Water (External) after Treatment by Ion Exchange Resin (Ethyl xanthate, 0.2 mg/g mineral; pH 8.5)

Water Sample	Percent Recovery	
	Pyrite	Sphalerite
Original untreated	45	25
Treated with NH_4OH	18	17
Passed through ion exchange resin	10	<5

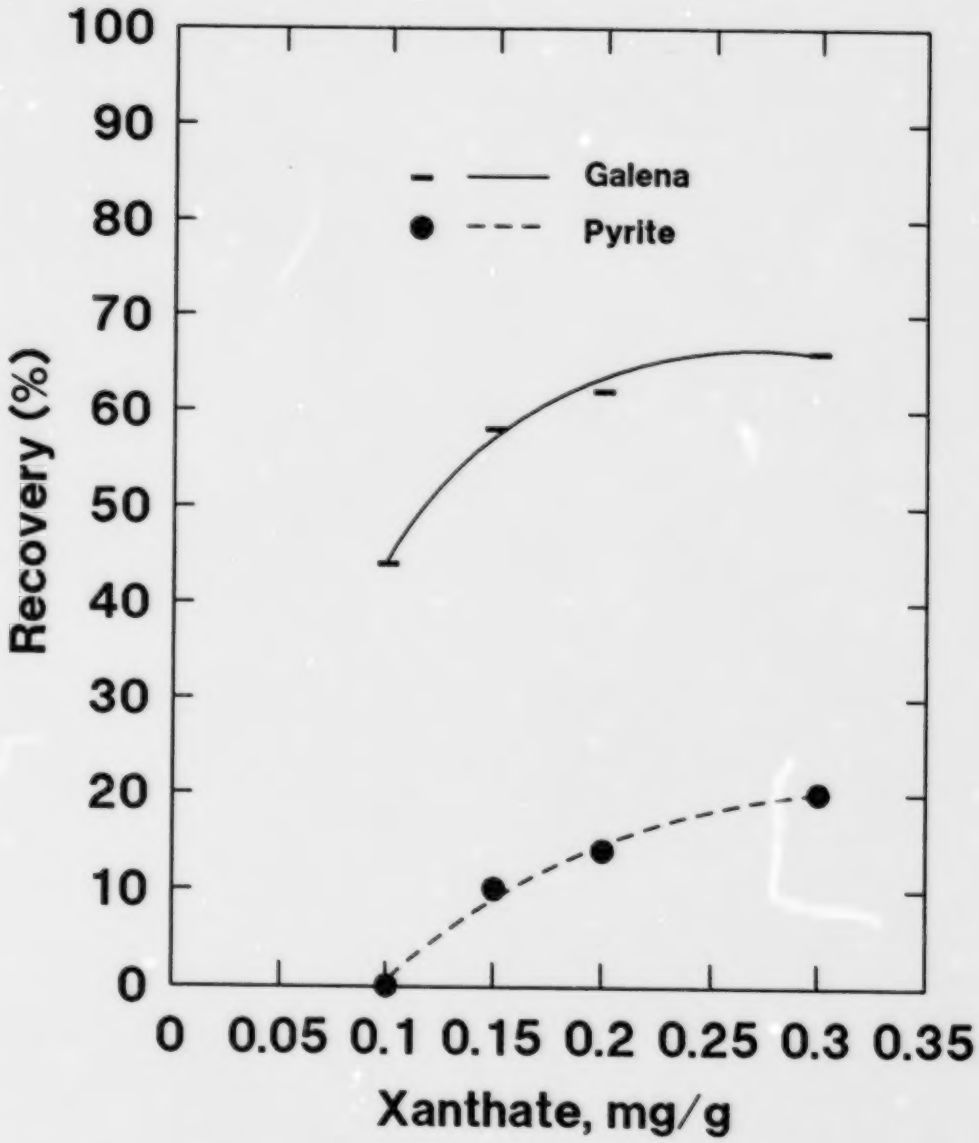


Fig.8 Flotation in Brunswick external recycle water treated with NH_4OH then the pH adjusted to 8.5

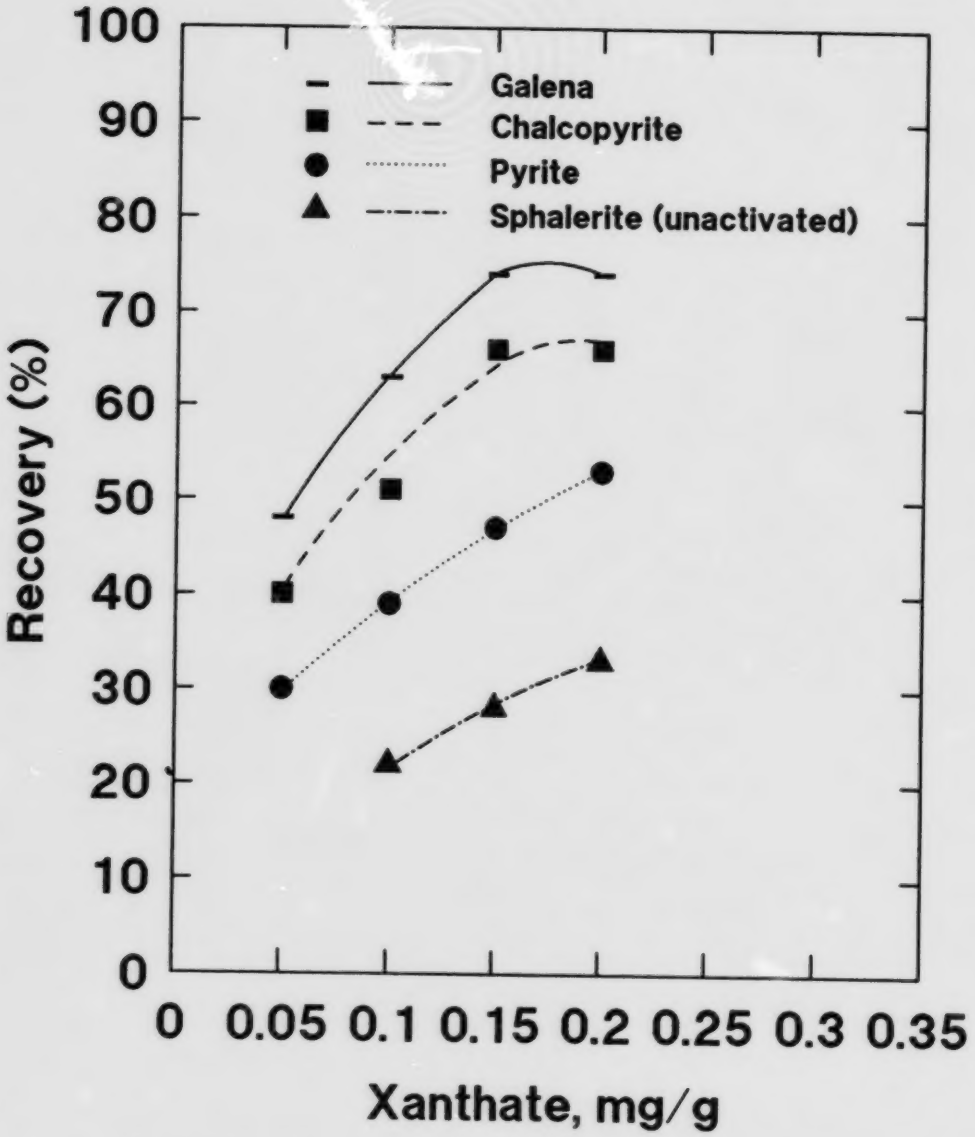


Fig.9 Flotation in Brunswick external recycle water treated with active carbon. Effect of xanthate concentration at pH 8.5

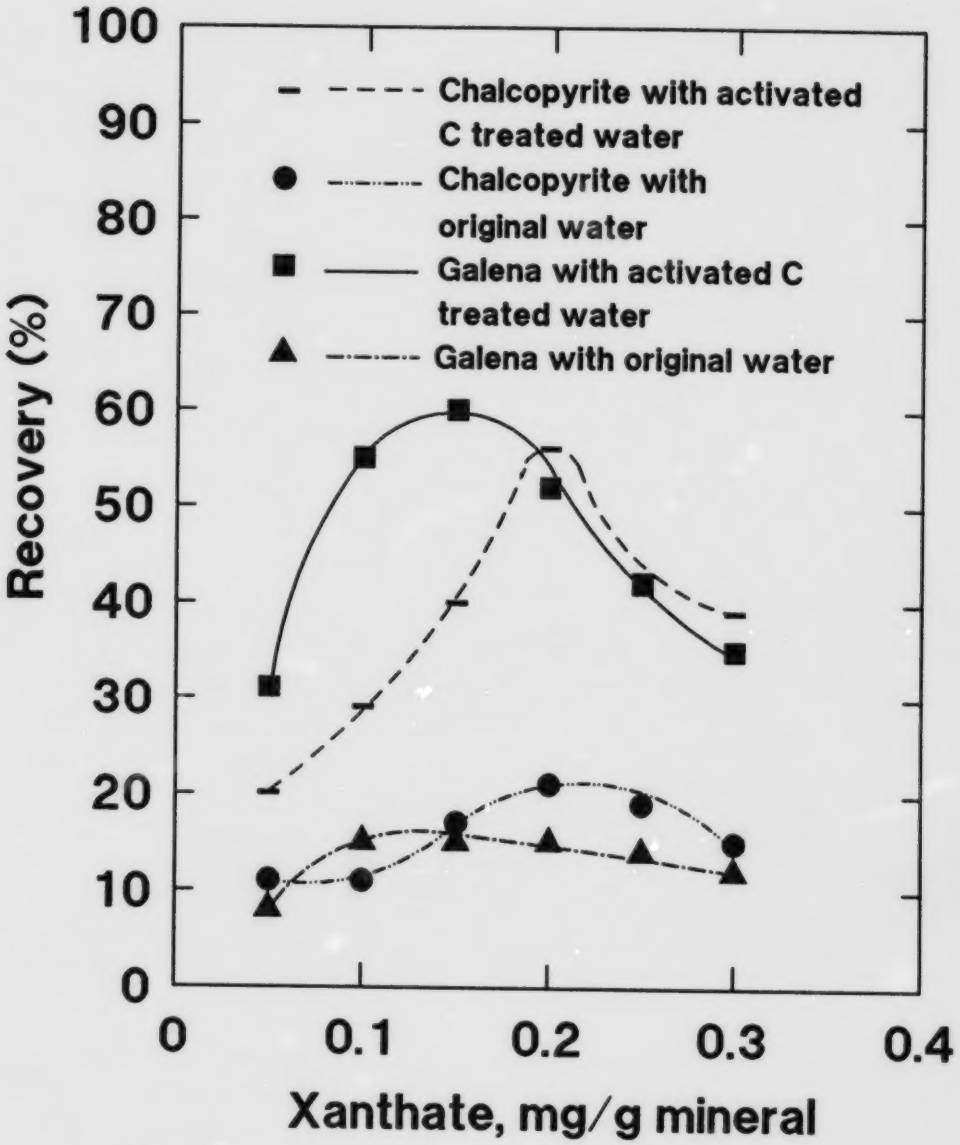


Fig. 10 Effect of activated C treatment of Kidd Creek recycle water on the flotation of galena and chalcopyrite.

The results show that pyrite and sphalerite are more effectively depressed in ion exchange resin treated water with almost zero concentration of heavy metal ionic species.

Effect of Cationic Species Added to Tap Water:

The results of flotation of pyrite in tap water with dissolved metal ions are shown in Table 4. These tests were conducted to determine the possible activation of pyrite by cationic species which were known to be present in recycle water.

Table 4

Flotation of Pyrite in the Presence of Metal Ions Dissolved in Water (Ethyl Xanthate, 0.15 mg/g mineral)

(Concentrations of individual ions are close to those in Brunswick external recycle water).

Ion added	Percent recovery	
	pH 8.5	pH 10.0
Original tap water	24	10
Fe^{++} 20 ppm	40	52
Cu^{++} 2 ppm	26	32
Pb^{++} 5 ppm	24	32

The results show that Fe^{++}, Cu^{++} and Pb^{++} ions promote the flotation of pyrite at higher pH. This suggests that there is an activating action of metallic hydroxyl species. The results are consistent with those obtained with Brunswick external recycle water. As the flotation of pyrite is not desired, this suggests that the water should be free of Pb^{++}, Cu^{++} or Fe^{++} ion species for the selective flotation of the desired sulphide minerals (galena, chalcopyrite and sphalerite) from high pyrite ores.

Batch Flotation of Sulphides (1 kg ore samples) in Recycle Water

The results of these flotation tests are represented as grade-recovery curves in Figures 11-14. They show that the recoveries of Cu (Figure 11) and Pb (Figure 12) are not affected by the type of water; however, the grades are significantly lower with recycle waters. The lower grade with Brunswick external water is because of higher recoveries of pyrite and sphalerite (Figures 13 and 14). The higher recoveries of pyrite and sphalerite are probably caused by the presence of Cu^{++} and Fe^{+++} ions in the Brunswick recycle water. In Kidd Creek water, there is no measurable concentration of Cu^{++} and Fe^{+++}; however, the water does contain organics of unknown composition. One possibility is flotation of gangue minerals caused by these organics. As observed with recycle water from la Mine Niobec, the presence of organics promotes the flotation of silicate minerals.

SUMMARY AND CONCLUSIONS

The use of recycle water in mineral flotation affects the process performance in various ways, depending upon the nature of the mineral and the composition of the ore. Laboratory studies have shown the following principal effects of recycle water.

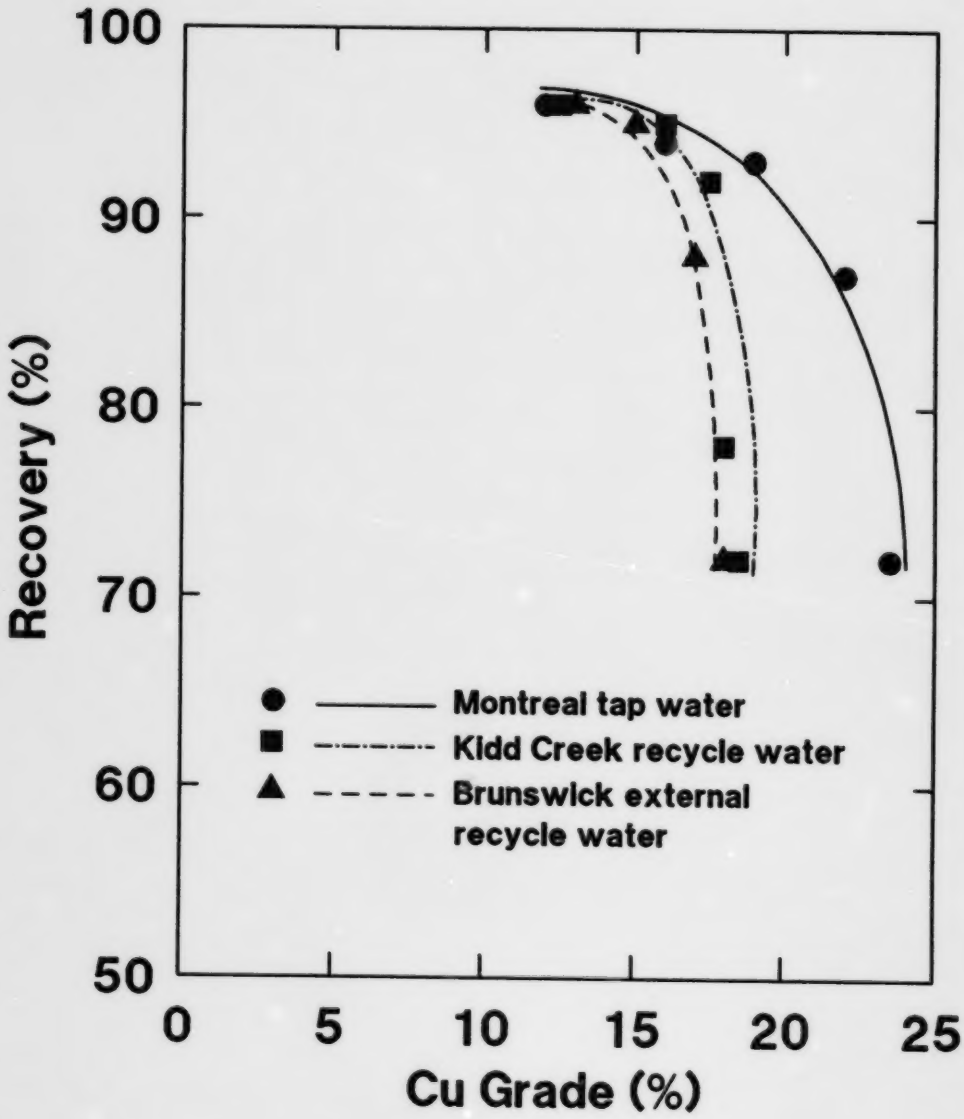


Fig. 11 Flotation of chalcopyrite from Kidd Creek ore in various water

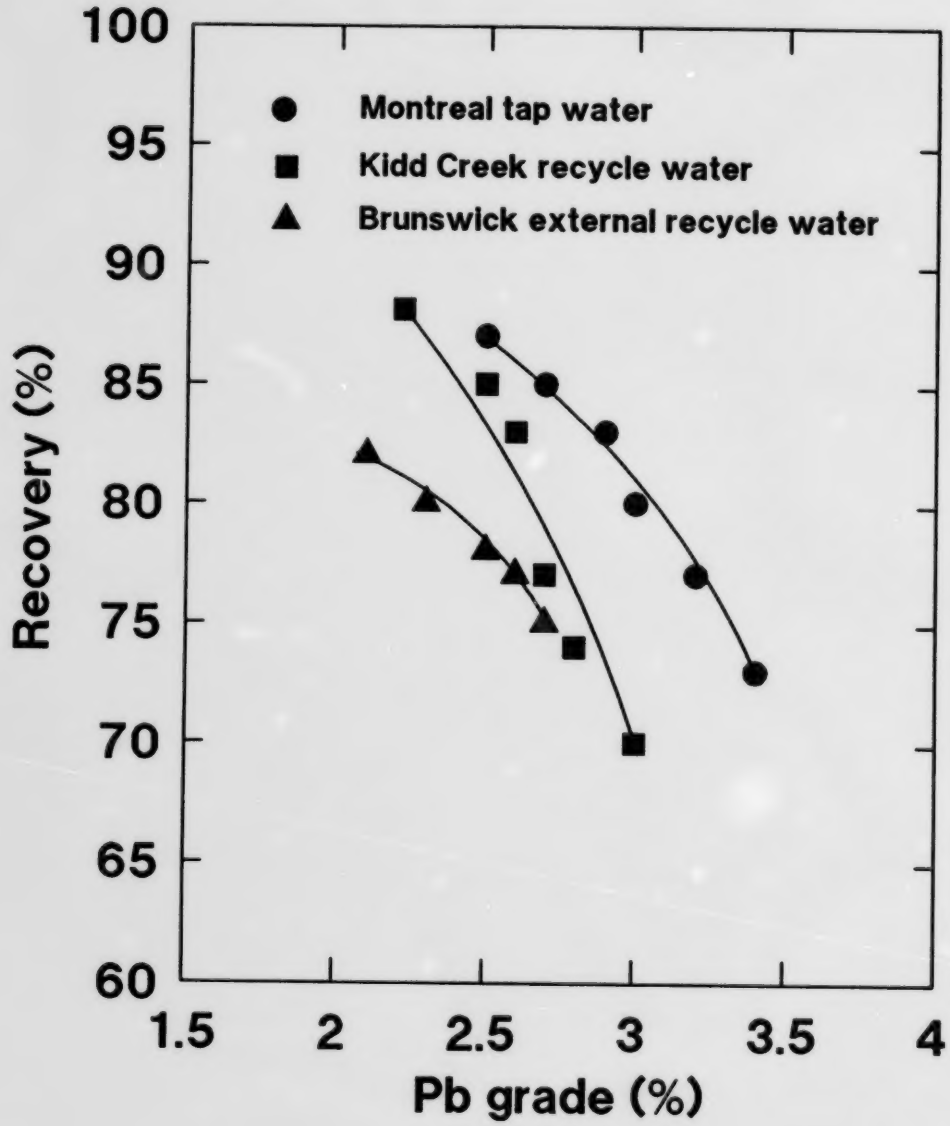


Fig. 12 Flotation of galena from Kidd Creek ore in various waters

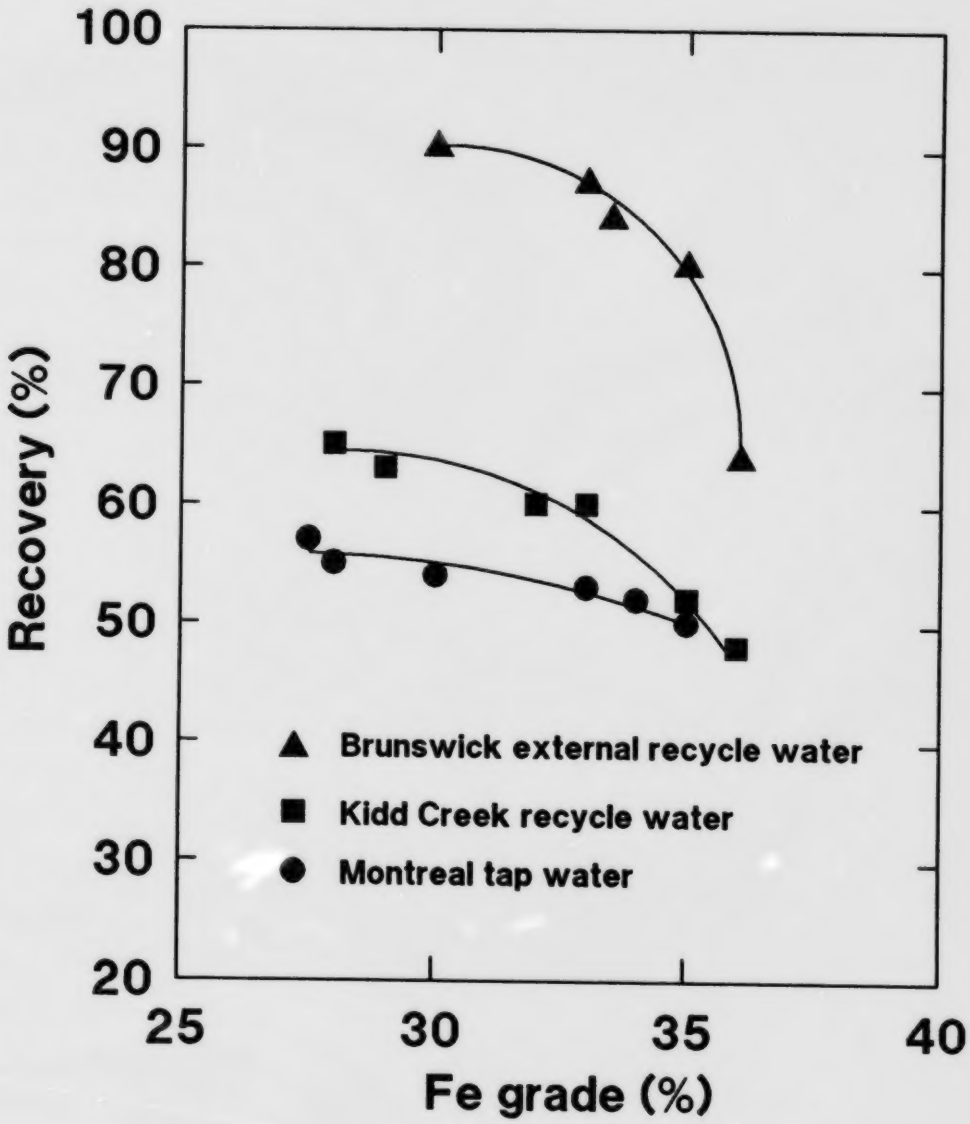


Fig. 13 Flotation of pyrite in Cu-Pb rougher from Kidd Creek ore in various waters

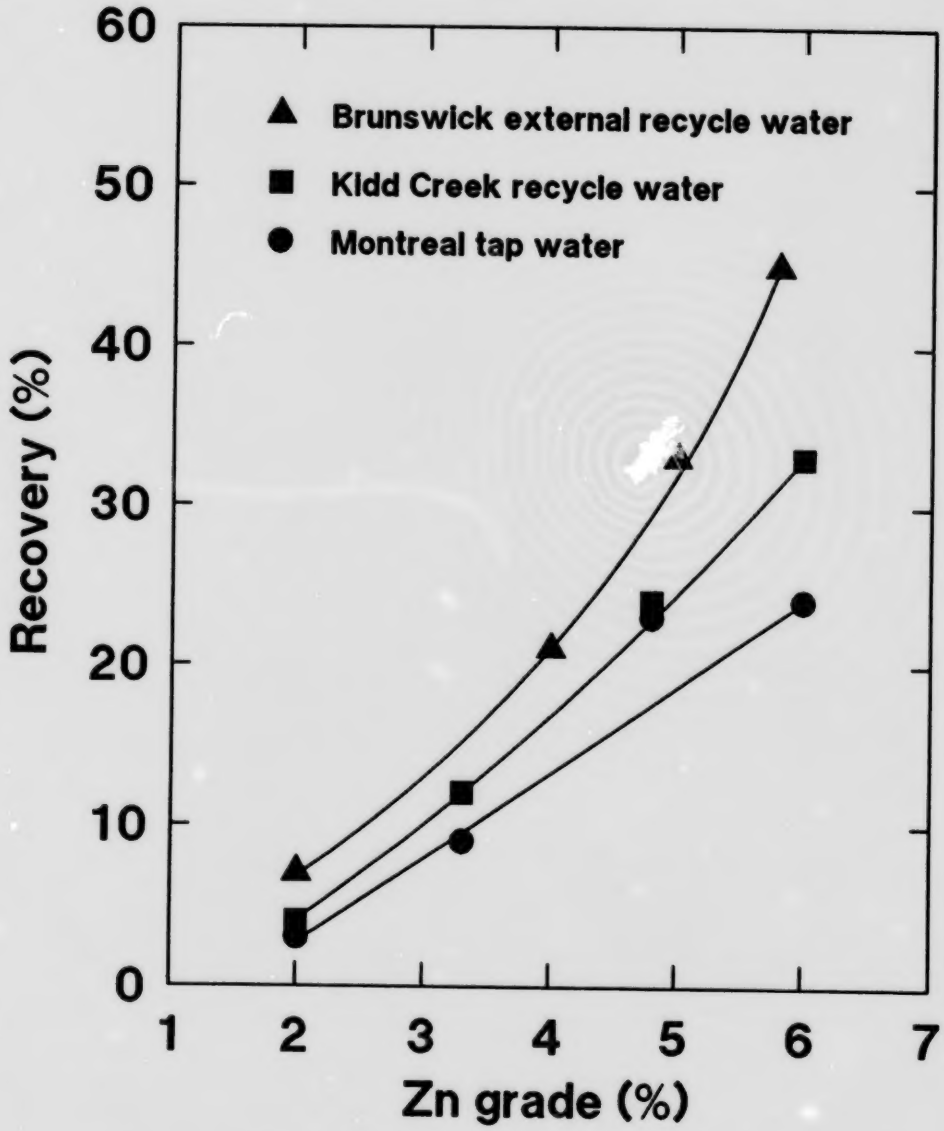


Fig. 14 Flotation of sphalerite (unactivated) in Cu-Pb rougher from Kidd Creek ore in various waters

(1) On pyrochlore processing

Pyrochlore recovery with a secondary amine type reagent is much lower in recycle water than in fresh water. This is caused by the high concentration of Ca^{++} and Mg^{++} ions in the recycle water. Treatment of the recycle water with a cation exchange resin produced excellent flotation of pyrochlore.

The presence of organics in the recycle water led to increased flotation of undesired silicate minerals. As these minerals are associated with pyrochlore in the natural ore, selective pyrochlore flotation would be adversely affected when recycle water is used. Biological treatment of the recycle water using microbially active lagoon sludge lowered the concentration of the organics and reduced the flotation recovery of some of the silicate minerals. Further improvement was achieved by treatment with activated carbon.

(2) On sulphide processing.

The presence of Cu^{++}, Pb^{++} and Fe^{++} ions in the recycle water led to inadvertent activation of sphalerite and pyrite, reducing the selectivity of galena and chalcopyrite flotation. The presence of organics in the recycle water depressed to some extent galena and chalcopyrite, leading to lower recoveries of these minerals. Treatment of the recycle water with cation exchange resin and activated carbon gave improved results.

ACKNOWLEDGEMENTS

The work is supported by Centre de Recherches Minérales, Gouvernement du Québec (FCAR Program) and Natural Sciences and Engineering Research Council (Strategic Grants Program). The authors thank the managers of la Mine Niobec, St. Honore, Quebec, Brunswick Mining And Smelting Corporation Ltd., Bathurst, New Brunswick and Falconbridge Mines Ltd., Kidd Creek Division, Timmins, Ontario for their interest and support. The test work of M. Buonvino and S. Grenier (Mining and Metallurgy) and F. Bayat-Mokhtari (Civil Engineering and Applied Mechanics) is also recognized.

REFERENCES

1. J. Leja. Surface Chemistry of Froth Flotation. Chapter I. Plenum Press, New York (1982).
2. B. Yarar and S.R. Rao: Froth flotation. In "Encyclopedia of Chemical Processing and Design". Ed. J.J. McKetta and W.A. Cunningham. Vol. 23, pp. 454-508. Marcel Dekker, New York (1985).
3. S.R. Rao and J.A. Finch: A review of water re-use in flotation. Minerals Engineering 2, 65-85 (1989).
4. S.R. Rao, R. Espinosa-Gomez, J.A. Finch and R. Biss: Effects of water chemistry on the flotation of pyrochlore and silicate minerals. Minerals Engineering 1, 189-202 (1988).
5. R. Gehr, F. Bayat-Mokhtari, S.R. Rao, J.A. Finch and R. Leduc: Water treatment and flotation studies on recycle water from a pyrochlore processing plant. In "Processing of Complex Ores". Ed. G.S. Dobby and S.R. Rao. Pergamon Press, New York (1989). pp. 279-289.
6. M. Leroux, S.R. Rao and J.A. Finch: Flotation of sphalerite from Pb-Zn ore without copper activation. CIM Bulletin 80, 41-44 (June 1987).

PERFORMANCE ÉPURATOIRE D'UN BIOFILTRE À BASE DE TOURBE UTILISÉ POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES DE PETITES MUNICIPALITÉS

Gerardo Buelna et Ginette Bélanger

**Centre de recherche Premier, Les Tourbières Premier Ltée,
C.P. 2600, Rivière-du-Loup, Québec, Canada G5R 4C9**

RÉSUMÉ

Des travaux d'optimisation du procédé de biofiltration à base de tourbe pour le traitement des eaux usées de petites municipalités ont été réalisés à l'échelle pilote sur des biofiltres de 0,5 et de 1,0 m^3. Nous avons étudié l'effet de différentes variables (type de tourbe, hauteur du lit filtrant, débit des eaux usées à traiter, variations de charge) sur la performance épuratoire du système.

Les résultats obtenus après 8 mois d'opération, démontrent l'efficacité et la fiabilité des biofiltres à base de tourbe. En effet, lors de la période d'expérimentation à 0,2, 0,4 et 0,8 m^3/j nous avons maintenu pour certains biofiltres des réductions moyennes de 98% pour les MES, 96% pour la DBO_5, 87% pour la DCO, 70% pour l'azote total de Kjeldahl, 44% pour le phosphore et de >99% pour les coliformes fécaux. La hauteur du lit filtrant s'est révélée un facteur très important au niveau de la réduction des coliformes fécaux. Il est à noter que la performance des biofiltres semble peu affectée par la charge organique, par la température de l'eau d'entrée, par des faibles concentrations en chlore libre et par un pH alcalin. La couleur conférée à l'eau par la tourbe s'est atténuée graduellement avec le temps et, pour certains biofiltres, la couleur à la sortie est semblable à l'eau d'entrée.

MOTS-CLÉ
Eaux usées, traitement, biofiltration, tourbe, culture fixée, petites municipalités, échelle pilote.

ABSTRACT

Peat-based biofilter studies for wastewater treatment were undertaken by using pilot demonstrative units of 0,5 and 1,0 m^3. Choice of peat, volume of peat, hydraulic conditions and organic loading were used as variables in order to optimize the performance of the peat biofiltration process.

Results obtained after eight months of continuous operation show the high quality and stability of the peat-biofilter effluent. Effluent from some biofilters showed reduction of 98% in suspended solids, 96% in 5-day biological oxygen demand, 87% in chemical oxygen demand, 70% in total Kjeldhal nitrogen, 44% in total phosphorus, and >99% in fecal coliforms. Biofilters efficiency was not affected by variations in organic loading and influent temperature, alkaline pH and small concentration of chlorine. The volume of peat was found a very important parameter for fecal coliforms reduction. After 10 weeks, the yellow color confered to water by peat disappears and the color of the effluent become as similar to the influent.

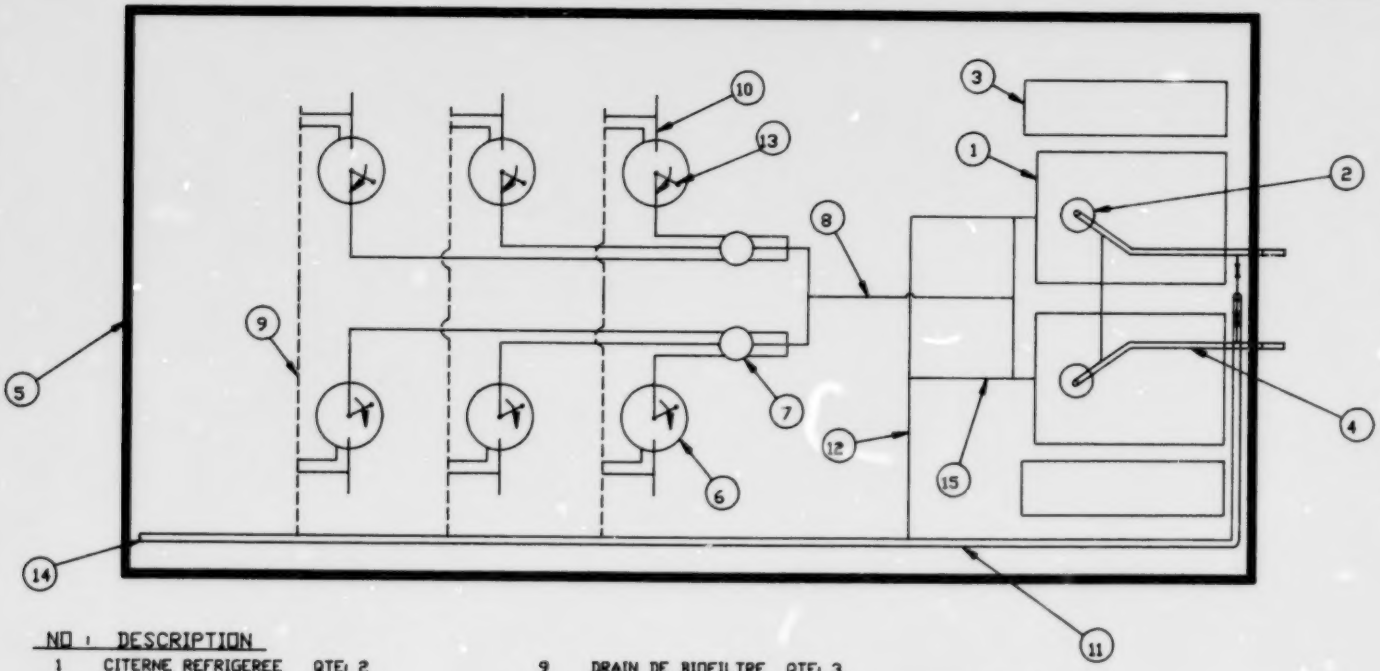
KEYWORDS
Wastewater treatment, biofiltration, peat, fixed-film, small municipalities, pilot scale.

INTRODUCTION

L'utilisation de la tourbe pour le traitement des eaux usées fait l'objet de travaux de recherche depuis le début des années 1970 (McLellan et Rock, 1986; Viraraghavan et Ayyaswami, 1987). Comme agent dépolluant, la tourbe peut intervenir à deux niveaux, soit comme une résine naturelle capable de fixer plusieurs types de polluants ou comme un support pour différents microorganismes aptes à dégrader diverses substances retenues par la tourbe (Tinh et al.,1971; Bélanger et al., 1987).

Plusieurs études démontrent l'applicabilité de la tourbe dans les processus de traitement d'eaux usées domestiques et industrielles, soit par utilisation de systèmes de traitement ou de tourbières naturelles (Surakka and Kamppi, 1971; Tinh et al., 1971; Farnham and Brown,1972; Jaouich, 1975; Coupal and Lalancette, 1976; Gutenspergen, 1980; Rannikko and Hartikainen, 1981; Nichols and Boelter, 1982; Brooks et al., 1983 and 1984; Rock et al., 1982; Rock and Brooks, 1984; Meunier, 1985; Backer, 1986; Dubuc, 1986; Dubuc et al., 1986; Rana and Viraraghavan, 1987; Buelna and Bélanger, 1989). Les chercheurs ont clairement établi l'applicabilité de traitements à base de tourbe pour la réduction de divers polluants comme les solides en suspension, la demande en oxygène, l'azote, le phosphore, les métaux lourds, les coliformes fécaux et une variété de composés organiques.

Le système de traitement des eaux usées à base de tourbe consiste en un procédé de biofiltration lente à cultures fixées. Parmi les avantages du procédé, mentionnons les faibles coûts d'investissement et d'opération. La simplicité du procédé fait en sorte que la présence de main-d'oeuvre spécialisée n'est pas requise pour l'opération. Un tel système répond donc aux besoin des petites municipalités. De plus, le procédé de biofiltration est robuste et supporte bien les fortes variations de



NO :	DESCRIPTION
1	CITERNE REFRIGEREE QTE: 2
2	DEGRILLAGE 1/8" QTE: 2
3	TABLE D'UNITE DE REFRIGERATION QTE: 2
4	TUYAU DE REMPLISSAGE ø 2" QTE: 2
5	SERRE " OVALTECH S " 25' x 50'
6	BIOFILTRE ø 35" X 82" DE HAUT QTE: 6
7	POMPE PERISTALTIQUE QTE: 2
8	RESEAU DE DISTRIBUTION
9	DRAIN DE BIOFILTRE QTE: 3
10	LIGNE D'ECOULEMENT ET ECHANTILLONNAGE QTE: 6
11	DRAIN PRINCIPAL
12	DRAIN DE CITERNE
13	DISTRIBUTEUR ROTATIF QTE: 6
14	VERS LA DECHARGE
15	SORTIE DE CITERNE QTE: 2

Premier Tech

	NOM	DATE	MONTAGE EXPERIMENTAL
CONCU PAR			
DESSINE PAR		15 01 92	DESSIN no.
ECHELLE			FIGURE 1 — FEUILLE no. 1

charge (Meunier et Grenier, 1986), caractéristiques des rejets de ce type de communautés (Galil et Rebhun, 1989; Ministère de l'environnement du Québec, 1989; Société québécoise d'assainissement des eaux, 1989).

Ce projet de recherche consiste en la mise au point d'un système de biofiltration à base de tourbe pour l'épuration des eaux usées de petites municipalités, qui répond à des critères de simplicité, d'efficacité et de faibles coûts d'investissement et d'opération.

La première étape de développement a été l'étude de l'influence de paramètres tels que le type de tourbe, la hauteur du lit filtrant et le débit sur l'efficacité épuratoire de biofiltres pilotes de 0,5 et 1,0 m^3. Les résultats de cette étude permettront l'application de cette technologie à plus grande échelle (50 m^3) pour une utilisation optimale dans le contexte québécois.

MATÉRIELS ET MÉTHODES

Le système de biofiltration (Fig.1) se compose de six cylindres en polyéthylène d'un diamètre de 0,9 m et d'une hauteur de 2,1 m, d'un réseau d'alimentation continue par pompage (deux pompes péristaltiques à vitesse variable, multi-têtes, Masterflex No. 7520-25 et 7519-00), de sytèmes de distribution rotatifs et d'une réserve d'eau usée réfrigérée et mélangée (deux réservoirs en acier inoxydable d'une capacité de 4,8 m^3/ch.). Les installations sont abritées sous une serre à température controlée (hiver: ~15°C, été: ~25°C).

Les biofiltres sont alimentés avec des eaux usées non traitées du réseau d'égout de la ville de Rivière-du-Loup, Québec (Tableau 1). Lors du remplissage des réservoirs, un dégrillage de 3,1 mm (1/8 pouce) est effectué pour protéger le système des particules susceptibles d'entraver l'écoulement de l'eau dans le réseau d'alimentation.

Dans un premier temps, nous avons étudié le comportement de 21 types de tourbe du Québec et du Manitoba afin de sélectionner les types de tourbe les plus performants (Buelna and Bélanger, 1989). Trois types de tourbe ont alors été retenus pour cette étude. Chaque type de tourbe (A, B et C) a été utilisé comme matériel filtrant de deux biofiltres de hauteurs différentes, soit 0,8 et 1,6 m pour des volumes respectifs de 0,5 et 1,0 m^3. Chacun des lits de tourbe est supporté par une couche de roches calcaires concassées (9-11 cm). Une couche de 5 cm de la même roche est ajoutée à la surface du lit filtrant.

Après une période de tests hydrauliques et d'activation des biofiltres (9 semaines), trois périodes d'expérimentation d'environ un mois chacune ont été effectuées. Les conditions d'opération de chacune des séries expérimentales

sont résumées au tableau 2. La température d'alimentation des eaux usées a été de 6 °C.

Des échantillons d'eau ont été prélevés à l'entrée et à la sortie des biofiltres à une fréquence de 2 à 3 fois par semaine. Les analyses effectuées pour le suivi du système ont été les suivantes: pH, couleur, turbidité, alcalinité, oxygène dissous, matières en suspension (MES), demande biologique en oxygène (DBO_5), demande chimique en oxygène (DCO), azote total de Kjeldahl (NTK), azote ammoniacal, nitrite-nitrate (NO_X), phosphore total et coliformes fécaux. Toutes les techniques d'analyses sont conformes aux méthodes standards (APHA et al., 1985).

RÉSULTATS ET DISCUSSION

Caractéristiques des eaux usées.

Les caractéristiques physico-chimiques moyennes des eaux usées de la ville de Rivière-du-Loup (Québec) sont reportées au tableau 1. On constate qu'elles sont comparables à celles habituellement observées pour les petites et moyennes municipalités. Lors de notre étude, des variations importantes dans les concentrations des différents paramètres ont été observées. Ces variations ont été associées à l'effet que peuvent avoir les diverses conditions climatiques sur la composition des eaux usées (temps sec, pluie et/ou fonte de neige). Par ailleurs, les eaux usées ont présenté à quelques reprises des caractéristiques anormales pour le pH (8,5-10,5), les MES (460 et 570 mg/L), la DCO (1059 mg/L) et pour le chlore libre (<0,2 mg/L), possiblement occasionnées par des décharges clandestines sur le réseau. Cependant, comme il sera discuté plus loin, l'impact de ces évènements sur la performance des biofiltres a été négligeable.

Tableau 1. Caractéristiques physico-chimiques des eaux usées.

Paramètre	Moyenne*	Variation
pH	7,7	7,0 - 10,5
MES (mg/L)	150	60 - 570
DBO_5 totale (mg/L)	82	29 - 147
DCO totale (mg/L)	263	111 - 1059
Azote ammoniacal (mg N/L)	10,9	4,1 - 26,6
Azote total Kjeldahl (mg N/L)	22,1	8,8 - 43,1
Phosphore total (mg P/L)	4,5	1,8 - 12,2

* Le nombre d'échantillons varie de 37 à 39.

Charges appliquées.

Le tableau 2 montre les différentes conditions de fonctionnement explorées lors de nos expériences. La charge hydraulique appliquée à été de 0,3, 0,6 et 1,3 m/j. Il est à noter que ces charges s'avèrent largement supérieures à celles rapportés par Farnham et Brown (1972), Brooks et al.(1983 et 1984) et par Viraraghavan et Rana (1988), qui se situent entre 0,04 et 0,2 m/j. Par ailleurs, la fourchette de variation de la charge volumique a été de 0,01 à 0,12 Kg $DBO_5/m^3 \cdot j$. Ces valeurs sont comparables à celles rapportées pour des systèmes de traitement à faible charge telles que le lagunage aéré (Degrémont, 1978).

Tableau 2. Caractéristiques de fonctionnement des biofiltres.

Débit (m^3/j)	Charge Hydraulique superficielle(m/j)	Charge volumique (Kg $DBO_5/m^3 \cdot j$	
		H=0,8m	H=1.6m
0,2	0,3	0,03	0,01
0,4	0,6	0,05	0,02
0,8	1,3	0,12	0,06

Efficacité épuratoire.

Les résultats de l'ensemble des expériences sont consignés au tableau 3. On observe que la performance épuratoire de trois types de tourbe (A, B et C) a été établie pour trois débits (0,2, 0,4 et 0,8 m^3/j) et deux hauteurs du lit filtrant (0,8 et 1,6 m).

Bien que la limite hydraulique de la tourbe A a été atteinte à un débit de 0,8 m^3/j, les tourbes B et C se sont avérées très performantes dans la fourchette de débits étudiés. Malgré une légère diminution de l'efficacité pour le débit de 0,8 m^3/j, les résultats obtenus sont très prometteurs pour ces derniers types de tourbe. En effet, après huit mois d'opération, certains biofiltres ont maintenu des réductions moyennes de 98% pour le MES, 96% pour la DBO_5 , 87% pour la DCO, 70% pour le NTK, 44% pour le phosphore et >99% pour les coliformes fécaux. La hauteur du lit filtrant s'est révelée un facteur très important au niveau de la réduction des coliformes fécaux. Finalement, il est à noter que la performance des biofiltres semble peu affectée par les variations de charge, par la température de l'eau d'entrée, par des faibles concentrations en chlore libre et par le pH alcalin.

Tableau 3. Performance épuratoire moyenne des biofiltres

Paramètre	Débit (m^3/j)	Affluent	Effluent					
			Tourbe A 0,8 m	Tourbe A 1,6 m	Tourbe B 0,8 m	Tourbe B 1,6 m	Tourbe C 0,8 m	Tourbe C 1,6 m
pH	0,2	7,6	6,9	6,8	6,8	6,7	7,1	6,7
	0,4	7,4	7,0	7,0	6,6	6,6	7,1	6,7
	0,8	8,0	7,1	6,9	6,8	6,6	7,3	6,6
Couleur (ucv)	0,2	22	33	62	44	48	37	65
	0,4	33	26	106	30	68	30	61
	0,8	28	44	72	36	54	40	62
Turbidité (NTU)	0,2	48	1	1	1	1	1	1
	0,4	60	1	1	1	1	1	1
	0,8	63	2	2	1	1	2	1
Alcalinité (mg $CaCO_3$/L)	0,2	120	142	196	105	93	153	128
	0,4	114	162	172	92	103	150	105
	0,8	150	151	166	119	111	153	123
Oxygène dissous (mg/L)	0,2	9,1	5,0	4,1	8,1	7,0	4,6	5,5
	0,4	4,6	2,3	2,3	5,6	3,1	2,3	2,9
	0,8	6,6	3,1	3,0	3,5	3,1	2,8	3,0
MES (mg/L)	0,2	253	1	1	1	1	1	1
	0,4	81	2	2	1	1	1	1
	0,8	109	4	3	2	1	3	1
DBO_5 totale (mg/L)	0,2	74	<5	<5	<5	<5	<5	<5
	0,4	59	<5	<5	<5	<5	<5	<5
	0,8	77	7	6	<5	<5	7	<5
DCO totale (mg/L)	0,2	337	26	38	25	23	26	30
	0,4	180	25	36	16	22	22	21
	0,8	201	35	41	22	24	32	24
Azote ammoniacal (mg N/L)	0,2	7,9	0,3	4,3	0,3	0,1	1,2	0,2
	0,4	8,4	7,1	7,7	0,4	2,3	6,1	1,3
	0,8	11,7	10,5	6,9	5,5	4,4	11,2	3,9
Nitrite-Nitrate (mg N/L)	0,2	2,6	4,5	4,2	6,0	5,2	6,9	4,2
	0,4	1,9	2,4	3,3	3,3	5,5	2,7	4,1
	0,8	1,0	2,9	5,6	9,3	11,3	2,8	15,2
NTK (mg N/L)	0,2	21,1	1,6	5,7	1,7	1,6	2,4	1,7
	0,4	16,5	8,0	9,4	1,3	3,0	7,0	2,1
	0,8	23,2	12,7	9,0	6,9	5,5	13,0	5,3
Phosphore total (mg P/L)	0,2	5,1	1,8	1,8	2,0	2,1	2,1	1,8
	0,4	2,8	1,8	1,8	1,9	2,0	1,8	1,9
	0,8	4,4	2,4	2,5	2,4	2,6	2,5	2,5
Coliformes fécaux (bact. /100 mL)	0,2	758 000	8	6	0	0	49	0
	0,4	575 000	10 600	201	1 200	6	12 700	6
	0,8	1 819 000	46 000	11 000	5 500	2 000	171 000	650

Les biofiltres à base de tourbe n'échappent pas aux problèmes de colmatage rencontrés par les différentes unités de filtration utilisées pour l'épuration et le polissage des eaux usées. Lors de nos expériences, nous avons observé qu'un colmatage des biofiltres se produisait au niveau de la roche calcaire à la surface du lit de tourbe. Le lavage de la roche s'est révélé une opération permettant d'enlever les MES rétenues et d'assurer le fonctionnement des biofiltres. La fréquence de lavage a varié en fonction du débit d'alimentation et de la charge organique appliquée. Pour des débits de 0,2, 0,4 et 0,8 m^3/j, la fréquence de lavage a été respectivement de 1 fois/mois, de 1 fois/semaine et de 2 fois/semaine. Étant donné que le lavage de la roche est difficilement envisageable à grande échelle, nous explorons actuellement la possibilité d'utiliser une unité de pré-filtration avant le biofiltre pour solutionner le problème de colmatage.

Stabilité du procédé.

Le biofiltre avec la tourbe B à une hauteur de 0.8 m s'est révélé le plus performant. Les figures 2, 3, 4 et 5 montrent la stabilité du système pour ce biofiltre, sur une longue période pour différents débits et fortes variations de charge.

La concentration en MES de l'affluent a fortement varié au cours de nos expériences (Fig. 2). Malgré les fortes pointes de charge (>500 mg/L), on observe pour les trois débits étudiés des rendements d'élimination permettant de maintenir une concentration en MES de l'effluent toujours inférieure à 5 mg/L.

L'élimination du carbone organique est peu sensible aux fortes variations de la DBO_5 et la DCO de l'affluent. La figure 3 montre que la performance d'épuration du biofiltre a permis d'obtenir un effluent nettement dans la norme (DBO_5 < 5 mg/L) pendant toute la durée des essais.

De fortes pointes de concentration en N-NTK ont été détectées dans l'eau brute. La meilleure performance d'épuration de la matière azotée a été obtenue pour des débits de 0,2 et 0,4 m^3/j. En effet, malgré des pointes de 43 mg N-NTK/L, la concentration de l'effluent du biofiltre s'est maintenue inférieure à 6 mg N-NTK/L, soit 86% de réduction (Fig. 4). Une diminution de l'efficacité épuratoire a été observée pour un débit de 0,8 m^3/j où la performance moyenne n'a pas dépassé 70%.

La réduction en NTK a été simultanée avec l'augmentation des concentrations en nitrite et nitrate. Toutefois, si l'on considère de façon globale les concentrations en composés azotés, la réduction totale en azote reste positive, se situant à 67%, 54% et 31% pour les débits de 0,2, 0,4 et 0,8 m^3/j. Les conditions recontrées dans le lit de tourbe (pH, alcalinité, oxygène dissous, micro-zones

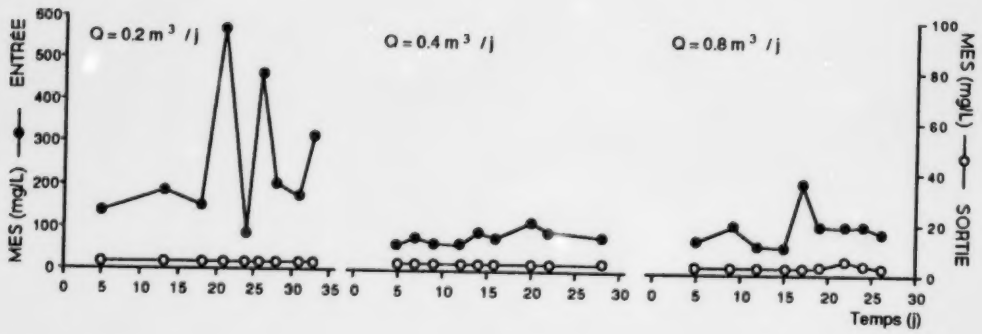


Figure 2. Effet du débit et des variations de charge sur la concentration en MES à la sortie du biofiltre (tourbe B, h = 0,8 m).

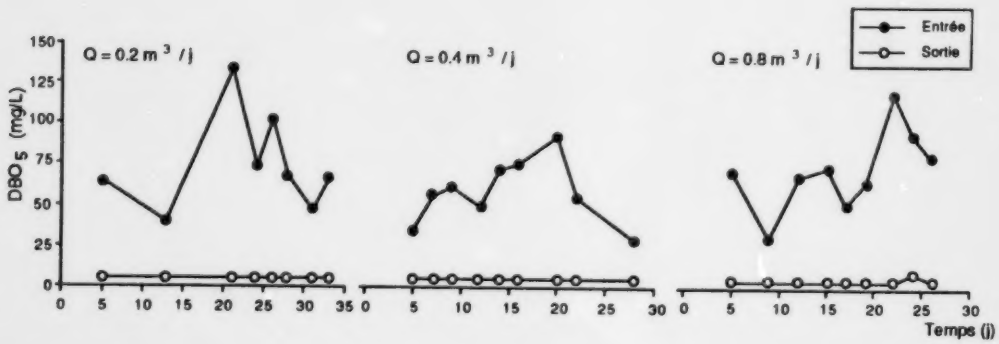


Figure 3. Effet du débit et des variations de charge sur la DBO_5 à la sortie du biofiltre (tourbe B, h = 0,8 m).

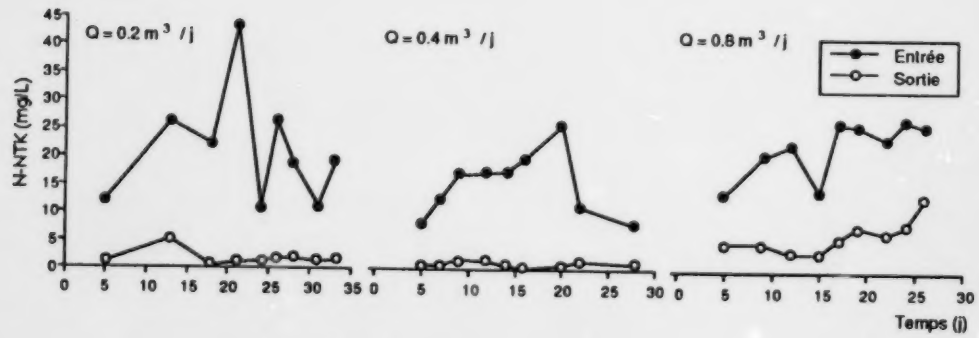


Figure 4. Effet du débit et des variations de charge sur la concentration en NTK à la sortie du biofiltre (tourbe B, h = 0,8 m).

anaérobies) permettent une bonne activité des microorganismes nitrifiants et dénitrifiants. La perte en azote ne peut être attribuée à un entraînement gazeux du NH_3 ("stripping") puisque le pH du milieu filtrant est toujours inférieur à 7,5.

Nous avons observé une faible capacité de prise en charge du phosphore total (P). La figure 5 montre que la réduction moyenne du P n'a été que de 45 % malgré la couche de roches calcaires qui a été ajoutée à la surface du biofiltre pour favoriser la précipitation des orthophosphates. Bien que la plupart des recherches effectuées ne rapportent qu'une faible capacité de prise en charge du P par le lit de tourbe (Rock et al., 1982 et 1984; Rana et Viraraghavan, 1987), les travaux de Nichols et Boelter (1982) démontrent que la présence de cendres, Fe et Al dans la tourbe augmente la capacité de rétention du P dans le biofiltre. Une optimisation de la composition du lit filtrant est donc à prévoir afin d'améliorer le taux d'enlèvement du P.

En résumé, le procédé de biofiltration à base de tourbe se distingue par la constance et la qualité de ses performances tout au long de la période d'expérimentation (8 mois). Les caractéritiques d'absorption, d'adsorption et d'échange cationique de la tourbe et la stabilité de la biomasse fixée permettent au système soutenir de fortes variations de charge sans modification sensible de son rendement d'épuration.

Élimination des coliformes fécaux.

La biofiltration à base de tourbe s'est révélée très efficace pour éliminer les coliformes fécaux. Le taux d'enlèvement a été >99% tout au long de nos expériences. L'élimination des coliformes fécaux lors de la biofiltration à base de tourbe a été rapportée par plusieurs chercheurs (Surakka et Kampi, 1971; Farnham et Brown, 1972; Nichols et Boelter, 1982; Rock et al., 1982 et 1984; Rana et Viraraghavan, 1987). Aucune étude n'a pu établir une relation de cause à effet pour expliquer ce phénomène. Toutefois, il est fort probable que la réduction des coliformes fécaux soit en relation avec le pH légèrement acide de la tourbe, sa grande surface spécifique et ses propriété d'adsorption (Nichols et Boelter, 1982). De plus, les conditions retrouvées dans le lit de tourbe sont favorable à la croissance de champignons du genre Pénicilium dont les sécrétions extracellulaires ont un effet bactéricide (Brooks et al., 1983; Brooks et Zibilske, 1983).

A la figure 6, il est possible d'observer que le débit et la hauteur du lit filtrant influencent de façon directe la réduction des coliformes fécaux. Bien qu'aucune relation n'ait pu être établie entre le nombre de coliformes à l'entrée du système et celui retrouvé à la sortie, la hauteur du lit de tourbe s'est révélée un paramètre de

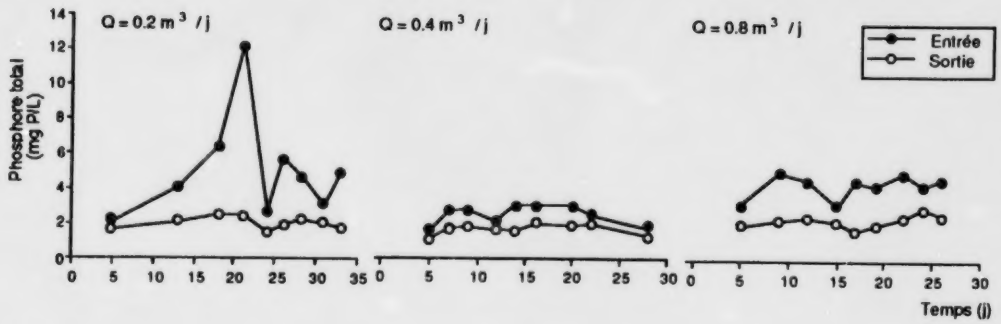


Figure 5. Effet du débit et des variations de charge sur la concentration en phosphore total à la sortie du biofiltre (tourbe B, h = 0,8 m).

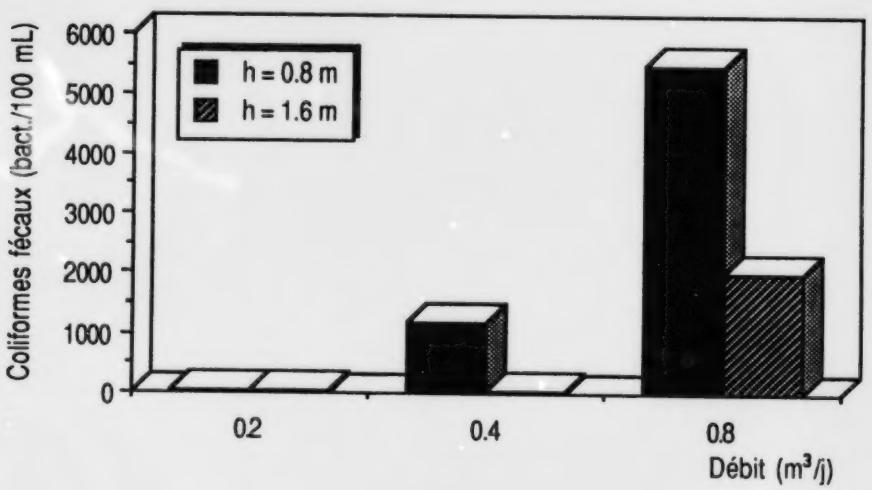


Figure 6. Effet du débit et de la hauteur du lit filtrant sur le nombre de coliformes fécaux à la sortie des biofiltres (tourbe B).

dimensionnement permettant de contrôler le taux d'enlèvement des coliformes fécaux.

Couleur

L'évolution de la couleur conférée à l'eau par la tourbe est présentée à la figure 7. On constate qu'il s'agit d'un phénomène qui s'est atténué graduellement avec le temps. Après 80 jours d'opération, la couleur de l'effluent du biofiltre est semblable à l'eau d'entrée. Rock et al (1984), Rana et Viraraghavan (1987) ont attribué la coloration de l'eau à un relargage temporel de la matière organique et des acides fulviques contenus dans la tourbe qui cesse environ huit semaines après le démarrage du biofiltre.

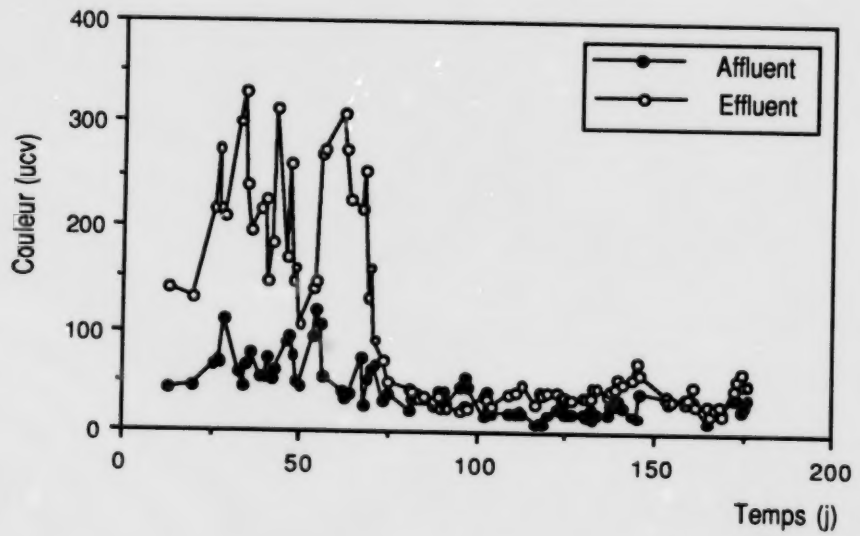


Figure 7. Évolution de la couleur de l'eau usée à l'entrée et à la sortie du biofiltre (tourbe B, h = 0,8 m).

CONCLUSION

A la lumière des résultats obtenus, la fiabilité, la stabilité et la performance du procédé de biofiltration à base de tourbe ne fait plus de doute. De plus, ses faibles coûts d'investissement et d'opération, sa simplicité, sa robustesse et sa capacité à supporter les fortes variations de charge le qualifient pour répondre aux besoins des petites municipalités. Par ailleurs, d'autres domaines d'application sont à envisager. En effet, ces caractéristiques font du système une solution attrayante pour le traitement des eaux usées des résidences isolées et pour le polissage des effluents des procédés traditionnels de traitement des eaux usées.

REMERCIEMENTS

Ce travail a été rendu possible grâce au support technique et financier du Centre de recherche industrielle du Québec (CRIQ), le Centre québécois de valorisation de la biomasse (CQVB), le Ministère de l'environnement du Québec (MENVIQ) et la Société québécoise d'assainissement des eaux (SQAE). Les auteurs remercient également le service technique de la Municipalité de Rivière-du-Loup.

RÉFÉRENCES

American Public Health Association, American Water Works Association and Water Pollution Control Federation. 1985. Standard methods for examination of water and wastewater. 16th ed. Washington, D.C.

Backer, R.S. 1986. Columns representing peat-filter disposal fields for septic tank effluent: investigation of nitrogen removal and peat decomposition. M.S. Thesis, Univ. of Maine, Orono, 147 pp.

Bélanger, A., D. Potvin, R. Cloutier, M. Caron et G. Thériault. 1987. La tourbe: Une ressource d'avenir. Etude réalisée pour le Centre québecois de valorisation de la biomasse, 125 pp.

Brooks, J.L., C.A. Rock, R.A. Struchtemeyer and F.E. Woodard. 1983. The use of Sphagnum peat for treatment of septic tank effluent. In: J. D. Sheppard et al (eds.), Proceedings Symposium '82 Peat and peatlands, Shippagan, New Brunswick. pp 442-461. Can. Nat. Comm. Int. Peat Soc., Halifax.

Brooks, J.L., C.A. Rock and R.A. Struchtemeyer. 1984. Use of peat for on site wastewater treatment :11 Field studies. J. Environ. Qual. Vol. 13, No 4, pp 524-530.

Brooks, J.L. and L.M. Zibilske. 1983. Fungi isolated from the spagnum peat wastewater treatment system. In: . Fuchsman, C.H. and S.A. Spigarelli (eds.), Proc. Int. Symposium on Peat Utilization. Bemidji, Minnesota. October 10-13. pp 381-388.

Buelna, G. and G. Bélanger. 1989. Peat-based biofilters for municipal wastewater treatment: choice of peat. Symposium "Peat and Peatlands: diversification and innovation". August 6-10, Quebec, Canada.

Coupal, B. and J.M. Lalancette. 1976. The treatment of wastewaters with peat moss. Water Research, Vol. 10, pp 1071-1076.

Degrémont (éd.). 1978. Mémento technique de l'eau. 8e éd. Technique et Documentation, Paris. 1200 pp.

Dubuc, Y.P. 1986. Settled wastewater treatment by peatlands in Northern Quebec. In: D.H. Walter and A.R. Townshend (eds), Appropriate wastewater management technologies for rural areas under adverse conditions. Tech. Press. Canada. pp 220-232.

Dubuc, Y.P., P. Janneteau, R. Labonté, C. Roy and F. Brière. 1986. Domestic wastewater treatment by peatlands in a Northern climate: a water quality study. Water Ress. Bull. Vol 22, pp. 297-303.

Farnham, R. S. and J. L. Brown. 1972. Advanced wastewater treatment using organic and inorganic materials. Part 1. Use of peat and peat-sand filtration media. Proc. 4th Int. Peat congr. Ontaniemi, Finland. IV: 271-286.

Galil, N. and M. Rebhun. 1989. Primary chemical treatment minimizing dependence on bioprocess in small treatment plant. In: H. Odegaard (ed.), Proceedings of International specialized conference on design and operation of small wastewater treatment plants. Trondheim, Norway. pp 219-227.

Gutenspergen, G., W. Kappel and F. Stearns. 1980 Characterization of peat used for treatment of slaughterhouse wastewater. Canadian Journal of Chemical Engineering. Vol. 58, pp 235-240.

Jaouich, B.A. 1975. Nitrate reduction in peat. Ph.D. diss. Univ. of Minnesota.

McLellan, J.K. and C.A. Rock. 1986. The application of peat in environmental pollution control: a review. International peat journal. Vol. 1, pp 1-14.

Meunier, F. 1985. Utilisation de la tourbe pour le traitement des eaux usées. 8e Symposium sur le traitement des eaux usées. Montréal. pp 197-203.

Meunier, A. et J. Grenier. 1986. Le traitement des effluents urbains dilués par biofiltration en lit ruisselant. Sciences et Techniques de l'eau. Vol. 19, pp 323-337.

Ministère de l'environnement du Québec. 1989. Communication personnelle.

Nichols, D.S. and D.H. Boelter. 1982. Treatment of secondary sewage effluent with a peat-sand filter bed. J. Environ. Qual. Vol. 11, pp 86-92.

Rana, S. and T. Viraraghavan. 1987. Use of peat in septic tank effluent treatment-column studies, Water Poll. Res. J. Canada. Vol. 22, pp. 491-504.

Rannikko, M. and H. Hartikainen. 1981. Retention of applied phosphorus in Sphagnum peat. Proc. Int. Peat Congr. 6th. 1981. Duluth, MN. p. 666-669. International Peat Society, Helsinky, Finland.

Rock, C.A., J.L. Brooks, S.A. Bradeen and F.E. Woodars. 1982. Treatment of septic tanks effluent in a peat bed. In: Proc. 3rd. Natl. Symp. on Ind. and Small Comm. Sewage Treatment, Am. Soc. of Agric. Eng. Publ. 1-82, pp 116-123. American Society of Agricultural Engineers, St. Joseph, MI.

Rock, C.A., J.L. Brooks, S.A. Bradeen and R.A. Struchtemeyer. 1984. Use of peat for on-site wastewater treatment: 1. Laboratory evaluation, J. Environ. Qual. Vol. 13, pp 518-523.

Société québécoise d'assainissement des eaux. 1989. Communication personnelle.

Surakka, S. and A. Kamppi. 1971. Infiltration of wastewater into peat soil. (Finnish-English summary). Suo Vol. 22, pp 51-58.

Tinh, V.Q., R. Leblanc, J.M. Janssens and M. Ruel. 1971. Peat moss- A natural adsorbing agent for the treatment of polluted water. Can. Min. Metall. Bull. Vol. 64, pp 99-104.

Viraraghavan, I. and S.M. Rana. 1988. Treatment of septic tank effluent in peat filter. 61st Annual Conference of the Water Pollution Control Federation. Dallas, Texas. October 3-6.

Viraraghavan, I. and A. Ayyaswami.1987. Use of peat in pollution control: a review. Can. J. Civ. Eng. Vol. 14, 230-233.

ETUDE DE L'AUTOMATISATION DU COUPLAGE D'UN REACTEUR PHYSICO-CHIMIQUE A UN BIOFILTRE

par

D. MECRIN - N. MILLOT - J.M. AUDIC

LABORATOIRE CENTRAL DE LA LYONNAISE DES EAUX
38, rue du Président Wilson - 78230 LE PECQ - FRANCE

INTRODUCTION

Les procédés intensifs ont été conçus pour répondre à certaines contraintes spécifiques d'eaux usées ou de sites géographiques. Leur atout majeur est de s'adapter de façon rapide à toute variation de charge. Ces procédés, très performants, se caractérisent par une structure compacte réduisant ainsi les temps de séjour dans les ouvrages et du même coup pénalisant l'effet tampon qui peut exister dans un bassin d'aération.

Afin de garantir une qualité de rejet constante, tout en minimisant les coûts d'exploitation, cette conception de station nécessite donc une réponse de l'exploitant adaptée à ces variations. Notre étude a été de développer un suivi en continu des eaux brutes et traitées en vue d'une automatisation.

I - MATERIEL ET METHODE

La station, nouvellement construite par Degrémont à Gréoux-les-Bains (Alpes de Haute Provence), est dite de nouvelle génération, elle est constituée de deux procédés intensifs et complémentaires : un décanteur physico-chimique, le Densadeg, suivi d'une batterie de biofiltres, le Biofor.

Cette station est conçue pour admettre d'importantes variations de charges aussi bien hydrauliques qu'organiques correspondant à une population comprise entre 2000 et 20000 EH.

La chaîne de traitement comprend : (voir schéma 1)

- un dégrillage grossier de 25 mm
- un dessablage-dégraissage aéré
- un tamisage de 5 mm
- un réacteur décanteur Densadeg de 21,5 m² de décantation
- quatre biofiltres Biofor de 14,1 m² unitaire
- une déshydratation mécanique des boues sur filtre à bandes Pressdeg.

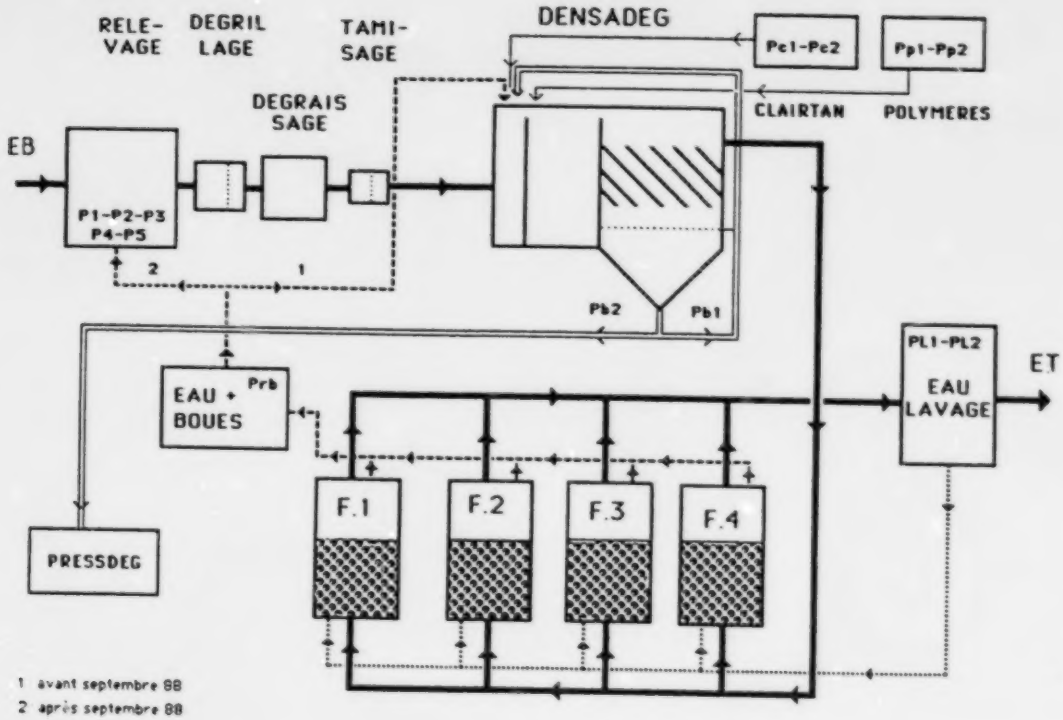


Schéma de principe n° 1

La première étape de l'automatisation du couplage Densadeg-Biofor a été d'en identifier les paramètres clés afin de caractériser les eaux brutes et de contrôler en continu de façon fiable et reproductible, le fonctionnement de la station.

Pour mener à bien cette étude, les capteurs ont été choisis selon les critères suivants :

- maintenance minimale
- facilité d'utilisation
- signal de sortie en 4-20 mA
- prix propice à un rapide amortissement

Ainsi, plusieurs capteurs ont été retenus, à savoir :

- 2 turbidimètres "type SC5" de chez Hach : un sur l'eau brute, l'autre sur l'eau sortie Densadeg
- 1 turbidimètre "type 8562" de chez Yokogawa sur les eaux de lavages des Biofor et sur l'eau brute
- 1 turbidimètre Bestobell Mobrey sur l'eau traitée
- 1 ensemble de mesure de concentrations de boues Bestobell Mobrey (type MSM 40) sur la recirculation des boues du Densadeg
- 1 Ehmètre Ponselle sur l'eau brute
- 1 pHmètre Ponselle, dans la zone de coagulation du Densadeg
- 1 détecteur de voile de boues Bestobell Mobrey
- 1 débitmètre électromagnétique Yokogawa (type CYM)

- 4 manomètres Bourdon (type XT 401) sur les conduites d'alimentation des filtres.

II - ETUDE DU DENSADEG

Dans ce procédé physico-chimique, le traitement s'effectue en plusieurs étapes : (voir schéma 2)

- le mélangeur rapide : après un prétraitement efficace, l'eau brute arrive dans le mélangeur rapide où est injecté le coagulant, dans notre cas le chlorure ferrique ($FeCl_3$). Cette zone de coagulation assure une déstabilisation de l'état colloïdal qui se rassemble en microflocs

- la recirculation : pour une meilleure coagulation, une recirculation des boues de l'épaississeur vers le mélangeur rapide est assurée afin d'obtenir une concentration optimale dans ce réacteur. Le fait d'avoir une suspension plus dense et homogène favorise la rencontre des matières concernées et du $FeCl_3$

- le floculateur : A cette étape l'eau reçoit l'injection du polymère, dans notre étude il s'agit d'un anionique qui permet d'obtenir de gros flocs denses compatibles avec une décantation accélérée

- le décanteur lamellaire : cet ouvrage permet une séparation eau-boue à des vitesses élevées. La présence de modules lamellaires inclinés induit une surface réelle (surface projetée de ces modules) 10 fois supérieure à la surface superficielle (surface au miroir). Sous ces modules, se trouve l'épaississeur raclé duquel partent la recirculation externe vers le mélanger rapide et les extractions.

L'objectif essentiel, devant un tel procédé, est d'obtenir à tout moment une efficacité optimale tout en ayant le soucis de minimiser les coûts de fonctionnement. Sachant que les taux de réactifs à mettre en oeuvre sont directement proportionnels à la teneur en matières en suspension de l'eau brute, il paraît indispensable de pouvoir caractériser, en continu, cette eau afin d'asservir les pompes à réactifs à ce paramètre. De même l'optimisation de la recirculation et de l'extraction des boues peuvent contribuer à l'amélioration du fonctionnement. Une caractérisation finale des MES de l'eau décantée permettrait d'évaluer l'efficacité du procédé. En vue du contrôle de tous ces paramètres, donc d'une régulation, un choix a priori de capteurs a été réalisé.

II.1. Paramètres à contrôler et capteurs associés (voir schéma 2)

II.1.1. Caractérisation de l'eau brute

- Turbidité : la détermination des concentrations en MES de l'eau brute par ce paramètre pourrait être le moyen d'asservir directement les pompes à réactifs notamment du $FeCl_3$ à ce capteur. L'élaboration de l'algorythme turbidité/concentrations de $FeCl_3$ à injecter nécessite donc l'existence de corrélations turbidité/MES.
- La mesure du potentiel redox : elle correspond, pour l'instant, à un contrôle de qualité. Des essais antérieurs ont mis en évidence que l'arrivée d'eaux septiques sur un physico-chimique perturbait la stabilisation des boues d'où certaines remontées à la surface.

II.1.2. Contrôle de la zone de coagulation

- La mesure du pH dans le mélangeur rapide nous renseigne sur l'acidification du milieu qui résulte de l'injection du chlorure ferrique. Une baisse excessive de cette valeur est signe d'une eau faiblement tamponnée, ce qui nécessite un ajout de chaux dans ce même réacteur.

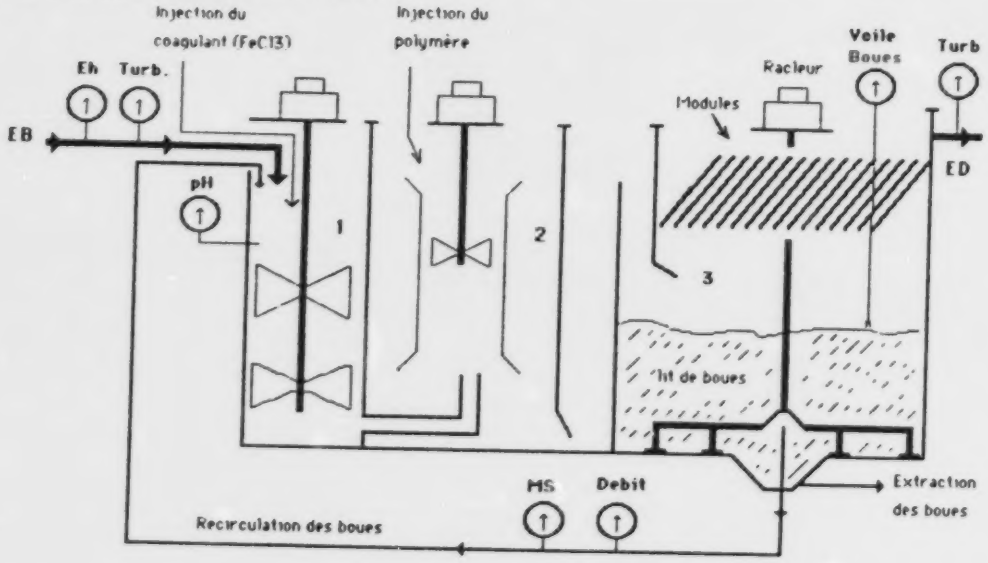
II.1.3. Gestion de l'épaississement et de la recirculation

- Les paramètres concentrations et débits de la recirculation des boues permettent, d'une part, d'avoir un regard sur la qualité de l'épaississement et, d'autre part, de maintenir dans le mélangeur rapide une concentration de boues optimale pour une meilleure coagulation.

- Le détecteur de voile de boues peut quant à lui s'associer dans la régulation à un paramètre quantitatif et gérer les extractions de boues.

II.1.4. Evaluation de la qualité de l'eau décantée

La turbidité de l'eau sortant du Densadeg peut être un paramètre riche d'enseignements. Il permet à la fois de caractériser la qualité de cette eau donc l'efficacité du Densadeg et de quantifier la charge entrante sur les biofiltres donc de préparer la gestion de ces derniers. Ces possibilités d'exploitation reposent donc sur l'existence de nouvelles corrélations turbidité/MES cette fois pour des teneurs faibles en MES.



1 : MELANGEUR RAPIDE
2 : REACTEUR
3 : DECANTEUR LAMELLAIRE

EB : Eau Brute (entrée)
ED : Eau Décantée (sortie)

Presence d'un capteur

Schéma de principe n° 2

II.2. Résultats et capteurs retenus

Après plusieurs mois d'essais, un jugement sur chaque capteur a pu être porté à la fois sur sa fiabilité et son intérêt dans le démarche de l'automatisation.

II.2.1. Capteurs de contrôle :

- La mesure du potentiel redox ne s'est pas avérée fiable pour ce type d'eau particulièrement sulfureuse. Le sulfure a tendance à contaminer l'électrode de platine d'où une dérive rapide du signal.

- Concentration et débit de la recirculation des boues :

  Bien que la fiabilité de ces capteurs ait été démontrée, leur utilisation sur un procédé d'eaux résiduaires se limitera à une fonction de contrôle plutôt que de régulation. Les variations du taux de recirculation testées donc de la concentration en boues dans le mélangeur rapide ont très peu affecté la coagulation et, par conséquent, les rendements de l'appareil. Par contre, le contrôle de ce taux de boues recirculées permet de signaler tout défaut d'épaississement et de gérer la quantité et le temps de séjour des boues dans le décanteur.

II.2.2. Capteurs de régulation possibles pour une automatisation

- La mesure de pH a donné entière satisfaction et peut s'identifier à un paramètre de régulation dans le cas où la dureté de l'eau brute est trop faible. Lors de nos essais, cette valeur variait de 5,5 à 7 et aucun rajout de chaux ne s'est avéré nécessaire.

II.2.3. Capteurs de régulation indispensables pour une automatisation

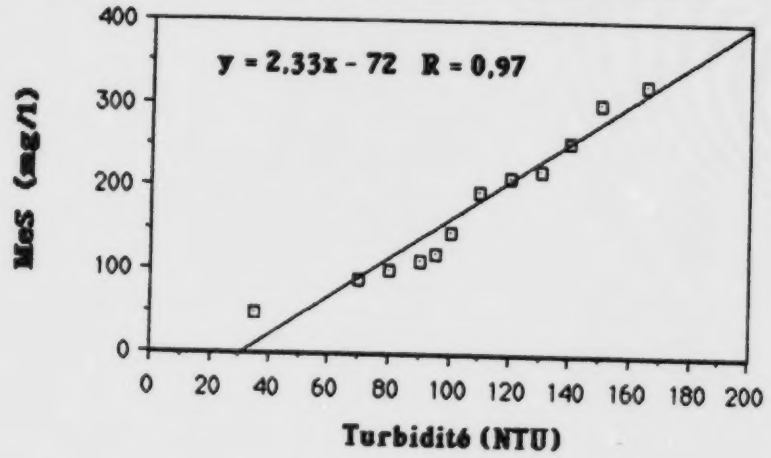
- Le détecteur du niveau de voile de boues semble être un capteur indispensable dans la réalisation d'une automatisation. En effet, son signal tout ou rien, asservi à la pompe d'extraction de boues permet d'éviter une accumulation des boues dans l'épaississement risquant à la fois d'amener une fermentation de ces dernières et de colmater les modules lamellaires.

- La turbidité : ce paramètre paraît être une mesure physique de substitution qui permet d'évaluer en continu la concentration en MES d'une eau.

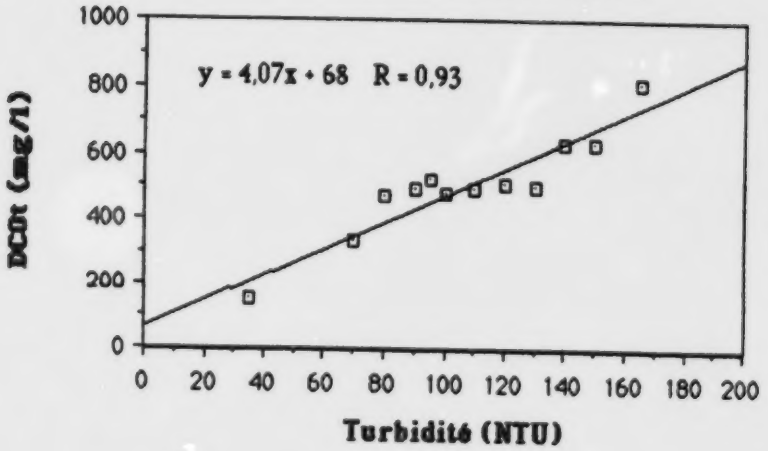
  Les différents turbidimètres testés ont montré qu'ils reflétaient parfaitement les divers états de l'effluent et que l'évolution de leurs profils suivait ceux des paramètres telles que les MES et la DCO totale.

- Résultats sur l'eau brute :

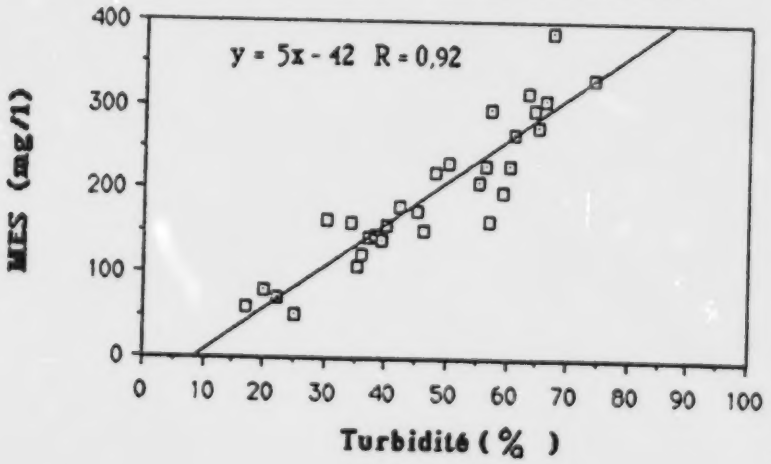
Courbe N° 1 SC5 sur EAU BRUTE (Mes=f(turb))



Courbe N° 2 SC5 sur EB (DCOt=f(turb))



Courbe N° 3 YOKOGAWA sur EB (Mes=f(turb))



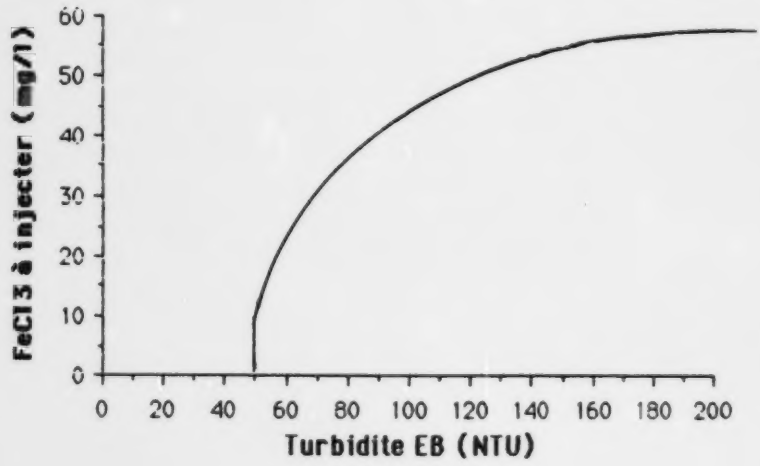
Les corrélations des courbes n° 1, 2, 3 accréditent l'intérêt du turbidimètre dans une régulation.

L'intérêt est donc de pouvoir maintenant asservir les doses de réactifs directement à la turbidité. De nombreux essais ont permis alors d'établir un algorythme réprésentant la quantité de coagulant à injecter ($FeCl_3$) en fonction de la turbidité entrante et de la qualité de rejet demandée (courbe n° 4) :

150 - 200 mg/l en DCOt
40 - 50 " en MESt
≈ 20 " en turbidité

soient des rendements de 50 à 60 % sur la DCOt et de 70 à 80 % sur les MES

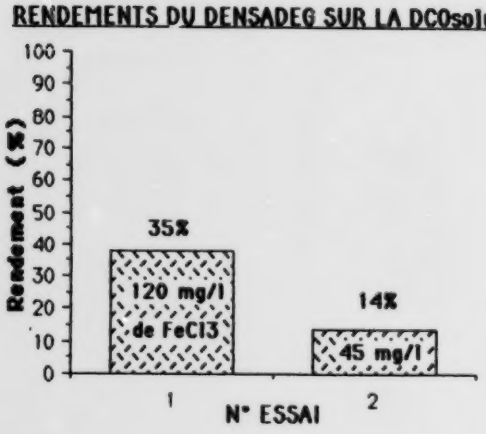
Courbe N° 4 DOSES OPTIMALES de FeCl3 A INJECTER



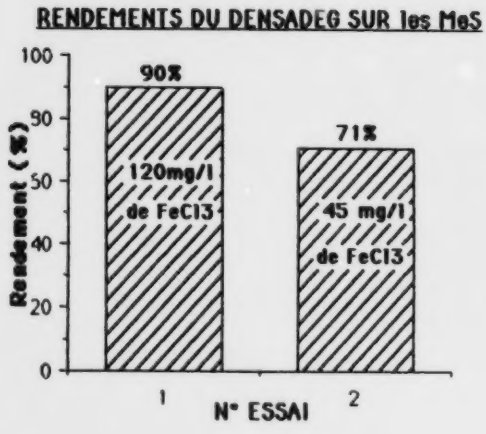
On remarque que pour des valeurs de turbidité inférieures ou égales à 50 NTU, aucune injection de réactif n'est nécessaire pour obtenir une eau de qualité conforme à celle désirée.

- Par ailleurs, des valeurs de réactifs supérieures à 50 ppm n'affectent que très peu les rendements. Il faut, en effet, presque tripler la dose de coagulant pour obtenir une amélioration de 20 points sur les rendements des MES. Des doses plus importantes permettent d'atteindre la DCO soluble, ce qui ne présente un intérêt qu'en cas de by-pass des biofiltres (courbes n° 5 et 6).

Courbe N° 5



Courbe N° 6

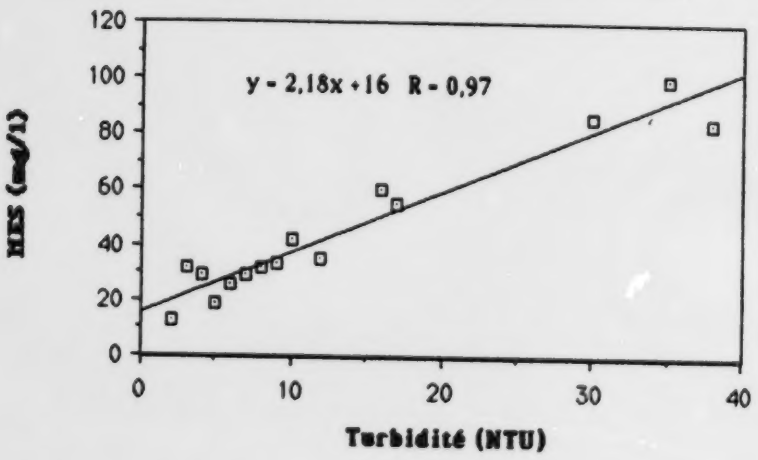


Remarques : Ces essais ont également montré que l'efficacité du Densadeg, sur l'élimination de la turbidité, des MES et de DCOt, est directement liée aux concentrations du $FeCl_3$ et peu à celles du polymère.

- Sur l'eau décantée :

Malgré une eau de qualité relativement constante, seule une corrélation turbidité/MES a pu être établie. (courbe n° 7)

Courbe N° 7



Ce contrôle, a posteriori, de la qualité de l'eau décantée laisse envisager deux nouvelles possibilités de régulation :

. une régulation en aval, dite feed-back, des doses de réactifs à injecter

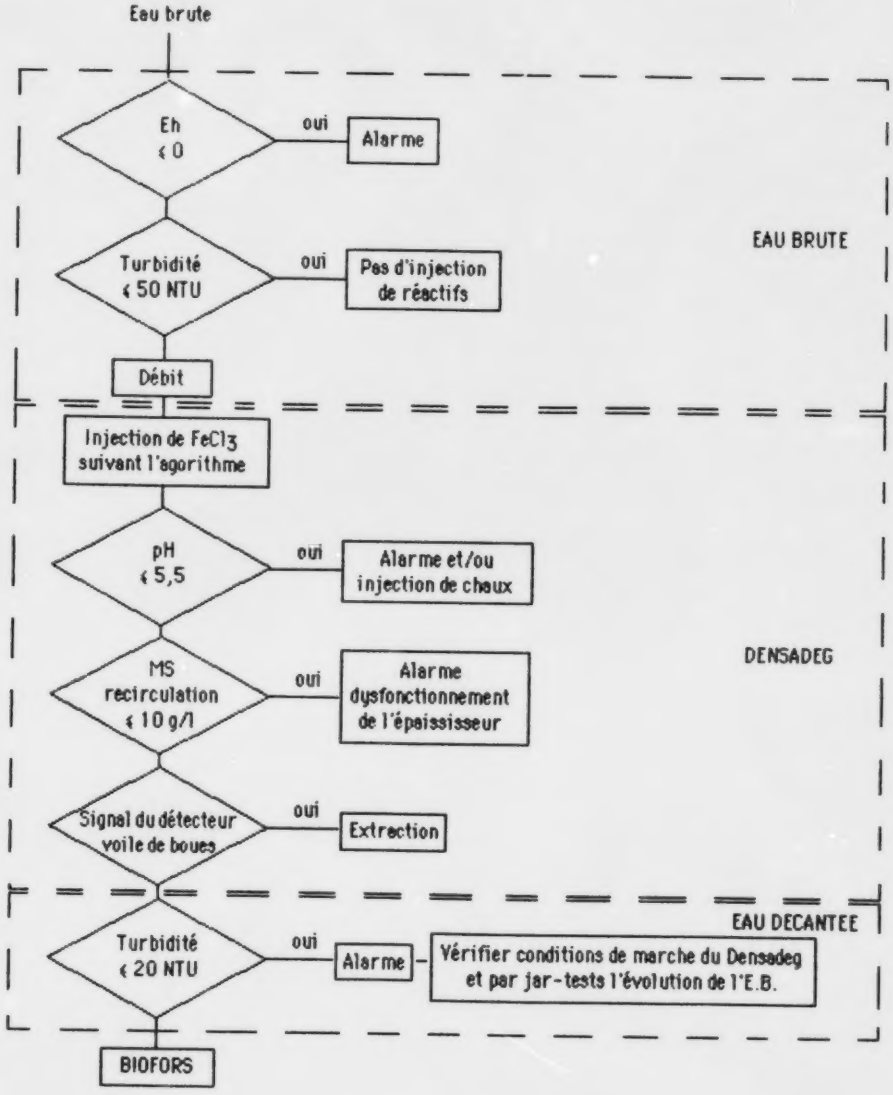
. une régulation d'appoint à celle mise sur l'eau brute qui servirait à affiner les doses de réactifs dans le cas où la sortie ne serait plus conforme aux normes

Mais face aux temps de séjour dans le densadeg (1 à 2 h) et aux variations de l'eau brute, ce type de régulation risque de ne pas être adapté.

Toutefois, cette mesure peut avoir un rôle d'alarme face à un éventuel dysfonctionnement du physico-chimique. De plus, les turbidités enregistrées permettront de déterminer les rendements du Densadeg et, par conséquent, d'estimer la charge entrante sur les biofiltres donc de préparer la gestion de ces derniers.

II.2.4. Schéma de l'automatisation

La synthèse de ces résultats contribue à l'élaboration d'un organigramme schématique d'un modèle d'automatisation.



III - LE BIOFOR

Après avoir éliminé, sur le Densadeg, les fractions insolubles décantables et colloïdales de l'eau brute, reste sur cette eau essentiellement la partie soluble. La technique des cultures fixées paraît être très adaptée à cette situation. En effet, le Biofor, filtre biologique aéré, entraîne deux actions simultanées et indépendantes : (schéma 3)

- une fixation de biomasse sur un matériau support relativement fin d'où une concentration bactérienne importante dans un ouvrage compact. Les conditions de fonctionnement contribuent à des capacités épuratoires élevées (3 kg DBO_5/m^3 réacteur/j)

- une rétention des MES résiduelles et de flocs biologiques sous l'effet d'une filtration.

Cette double action induit à la fois une production et une accumulation de boues qu'il faut régulièrement évacuer par des lavages.

Afin de suivre et d'optimiser avec précision le déroulement d'un cycle un certain nombre de capteurs ont été testés.

III.1. Paramètres à contrôler et capteurs associés (schéma 3)

III.1.1. Caractérisation de l'eau entrante

- Turbidité :

Toujours dans le souci de minimiser les coûts énergétiques, l'optimisation du nombre de Biofor en service est donc capitale. De ce fait, et après nous avoir renseigné sur le fonctionnement du Densadeg, la turbidité associée au débit traversier permet de quantifier la charge entrante donc de mieux gérer les biofiltres. De plus, une prévision théorique de chaque lavage des filtres est alors possible.

III.1.2. Optimisation des cycles et lavages

- La mesure de la perte de charge : durant un cycle (période entre deux lavages) l'encrassement progressif du filtre est relié à un accroissement de sa perte de charge, soit au plancher, soit au niveau de l'alimentation. Chaque lavage est alors décidé lorsque le capteur a atteint une valeur seuil définie et peut être démarré de suite ou programmé pour la prochaine période creuse.

  En cas de colmatage, une deuxième valeur seuil peut être envisagée pour mettre, par exemple, en marche un autre biofiltre, ce qui répartira la charge sur n+1 filtre. Le Biofor prochainement lavé pourra alors être arrêté.

- La turbidité des eaux de lavage : les eaux provenant d'un lavage transitent dans une bâche de stockage avant d'être renvoyées sur le poste de relevage d'eaux brutes. Le fait de pouvoir estimer la quantité de MES extraites lors de ce lavage par la turbidité permet de vérifier si le filtre a été correctement lavé en comparant cette valeur à l'équation suivante.

  MES boues évacuées = MES boues produites + MES piégées.

Cette mesure permet également de quantifier le surplus de charge apporté à l'eau brute sur le Densadeg.

III.1.3. Caractérisation de l'eau traitée

- La turbidité : l'intérêt d'une telle mesure est de pouvoir s'identifier à un paramètre de contrôle de qualité des rejets notamment sur les MES et d'alerter à tout dysfonctionnement des biofiltres (colmatage, crevaison,...).

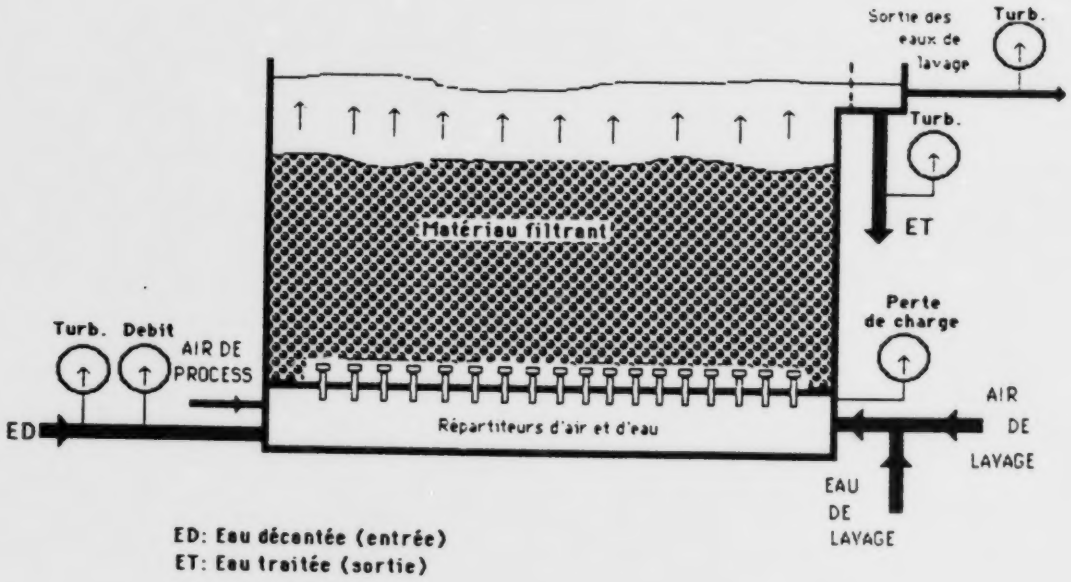


Schéma de principe du Biofor N° 3

III.2. Résultats et capteurs retenus

Comme pour le Densadeg, plusieurs mois d'essais ont permis d'obtenir les résultats suivants :

III.2.1. Capteurs de régulation indispensables à une automatisation

- La perte de charge des filtres s'est révélée précise, fiable et fidèle aux conditions de fonctionnement. La précision de ce capteur nous a permis de suivre la qualité des lavages au cours du temps. Le fait de retrouver une valeur similaire au début de chaque cycle signifie que le lavage est suffisant pour retrouver un filtre propre. Grâce à ce capteur, la fréquence des lavages a pu être optimisée et amenée de 48 h à 72 h. Asservi à 1 ou 2 seuils, pour programmer les lavages, ce capteur s'intègre parfaitement dans le cadre d'une automatisation.

III.2.2. Capteurs de contrôle indispensables à une automatisation

- Turbidité eau traitée : aucune corrélation fiable n'a pu être établie avec les matières en suspension en sortie de filtre. Un problème plutôt de matériel inadéquat que des relations inexistantes entre turbidité/MES sont à l'origine de notre échec. Mais la présence d'un tel capteur semble indispensable pour refléter la qualité de cette eau souvent irréprochable.

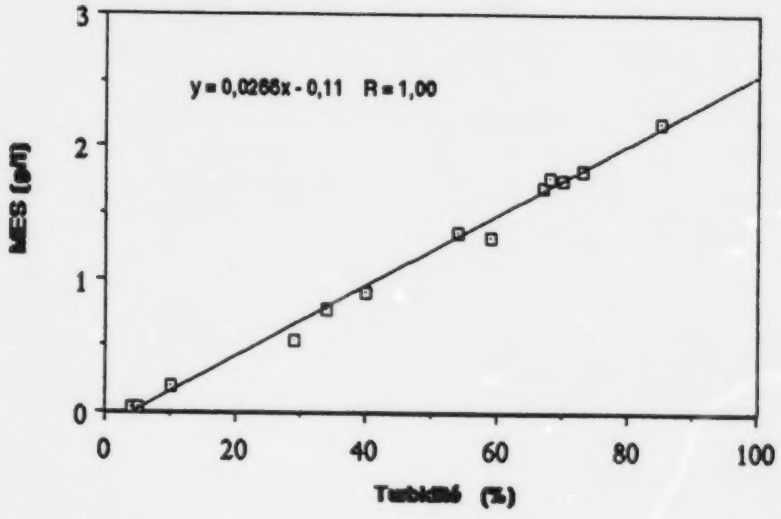
- Turbidité eau décantée : la corrélation turbidité/MES ayant déjà été demontrée (cf. page 8), l'intérêt de l'installation d'un tel capteur réside dans le fait qu'il doit être couplé au débit traversier afin de raisonner en charges volumiques et en vitesses de filtration. Cependant, il paraît difficile de gérer le nombre de filtre en service par ces simples informations, qui varient énormément sur 24 heures. Un filtre biologique ne peut être arrêté ou mis en service impunément plusieurs fois par jour.

  Par contre, le recueil de ces informations peut constituer des annales donc un aide-mémoire servant à décider de la gestion des filtres selon telle ou telle période.

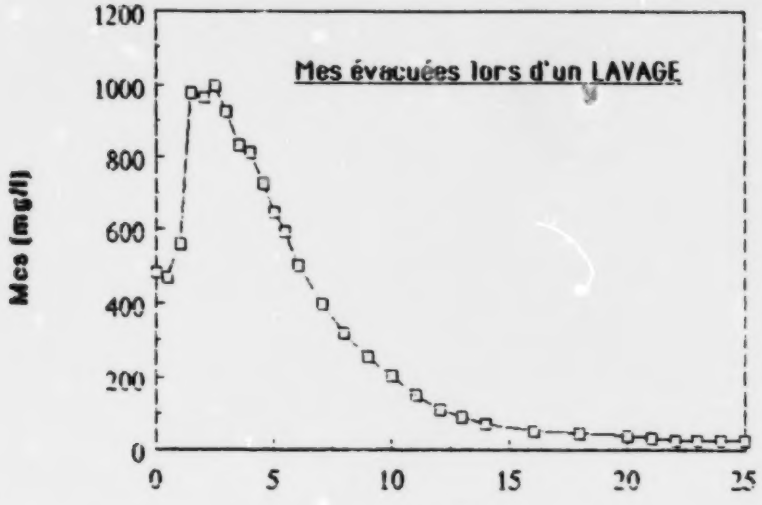
III.2.3. Capteur de contrôle non indispensable

- Turbidité des eaux des lavages :

Courbe N° 8 Turbidimètre YOKOGAWA : MES = f(Turbidité)



La corrélation turbidité/MES trouvée (courbe n° 8) montre que ce capteur est parfaitement adapté à ce type de mesure, donc à des eaux relativement concentrées. Ainsi le suivi de cette turbidité dans le temps permet d'évaluer la quantité de MES éliminées par un lavage et de tracer la courbe n° 9 suivante :



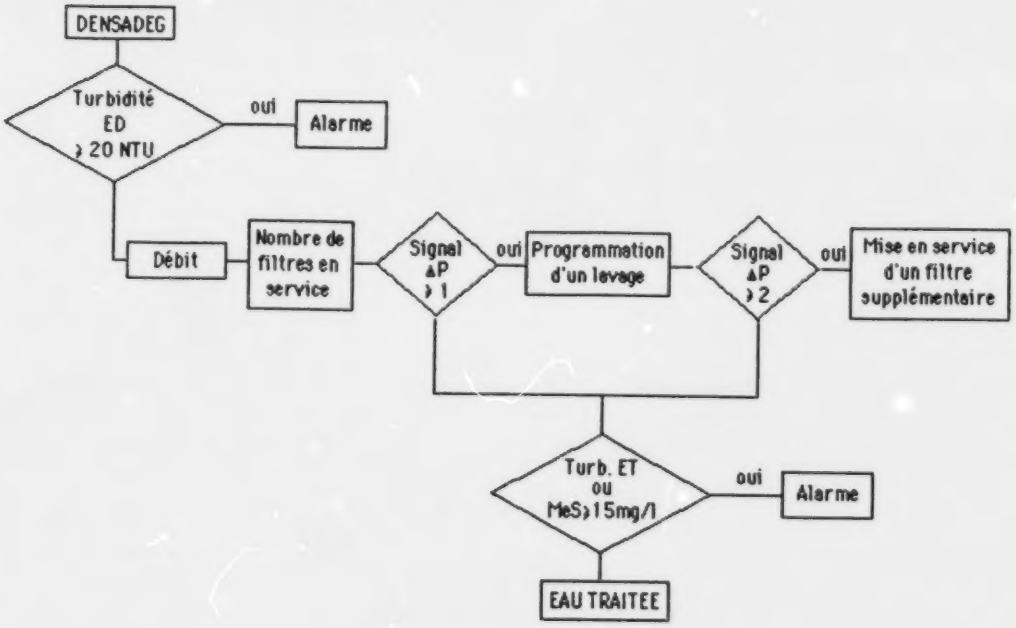
Courbe 9

Le calcul de son profil permet de retrouver la quantité théorique des MES fixées au cours d'un cycle, ce qui accrédite la qualité des lavages et la fiabilité de l'appareil.

Ce capteur, sans être indispensable pour une automatisation, peut être un témoin du bon fonctionnement du Biofor.

III.3.4. Schéma de l'automatisation

Les conclusions sur ces capteurs nous amènent à élaborer également de façon schématique ce que pourraît être l'automatisation des Biofor.



IV - CONCLUSION

La fiabilité des capteurs rend possible l'automatisation d'une telle chaîne de traitement. Les paramètres essentiels retenus sont, pour le Densadeg, l'optimisation des doses de $FeCl_3$ à injecter et pour le Biofor, la fréquence des lavages.

En effet, les bonnes corrélations mises en évidence sur l'eau brute entre turbidité/MES et turbidité/DCOt ont permis d'asservir les pompes à réactifs aux charges entrantes sur le Densadeg. De même le suivi de la perte de charge des filtres permet une meilleure gestion de ces derniers.

Face à un couplage Densadeg/Biofor très performant, une automatisation est indispensable si l'on veut répondre aux besoins de chaque instant dans un souci de qualité et de réelles économies.

BIBLIOGRAPHIE

1. D. Amar, G.M. Faup, Y. Richard, J. Partos
Epuration Aérobie par cultures fixées : Procédé Biofor
7ème Symposium de l'AQTE : Traitement des eaux usées
Montréal 20-21/11/84

2. J.M. Audic, D. Amar, G.M. Faup, J. Partos
The use of biomass attached on fine granular medium for water, treatment
1er Colloque Franco-Allemand "Echanges sur les questions de traitement des eaux usées et potables 18-19/04/85

3. Y. Richard
Un nouveau décanteur pour la maîtrise de la clarification : le Densadeg
L'Eau, l'Industrie, les Nuisances 1988, n° 117, Mars.

4. D. Villessot, P. Dauthuille
Traitement physico-chimique dans les stations d'épuration de montagne - Bilan de fonctionnement
AGHTM : 69ème Congrès Québec 11-15/09/89, p. 171

Nitrification secondaire et tertiaire des eaux froides par le procédé à biomasse fixée Biocarbone

par

Michèle Payraudeau (1) - Patrick Sauvegrain (1)
Philippe Pénillard (2)

(1) Centre de Recherche Compagnie Générale des Eaux - OTV
Chemin de la Digue , B.P 76 - 78600 Maisons Laffitte, France
(2) OTV (Omnium de Traitements et de Valorisation)
"Le Doublon" 11 avenue Dubonnet - 92407 Courbevoie Cedex, France

Résumé

L'augmentation de la pollution azotée a conduit à la mise en place de réglementations de plus en plus rigoureuses dans la plupart des pays d'Europe ; ces réglementations s'intéressent en premier lieu à la réduction des rejets d'azote ammoniacal, qui est la forme la plus nuisible de la pollution azotée, et dont l'élimination est assurée par le processus de nitrification.

Le procédé Biocarbone, mis au point par OTV, est un procédé d'épuration biologique de type "biomasse fixée". Une cinquantaine de réalisations sur des effluents industriels et municipaux ont prouvé la compacité, la fiabilité et les fortes capacités épuratoires de ce procédé, que ce soit dans le cadre d'une réduction de la pollution carbonée seule, ou pour la réduction de la pollution azotée, qui peut alors prendre diverses formes : nitrification secondaire sur eau préalablement décantée, nitrification tertiaire après réduction préalable de la pollution carbonée, ou encore nitrification-dénitrification.

La présente conférence décrit une campagne d'essai qui s'est déroulée sur une période de sept mois et qui a permis de déterminer les performances du procédé Biocarbone en nitrification secondaire et tertiaire dans le cas particulier des eaux froides. Elle fait suite à une première campagne d'essais qui a montré la supériorité accrue en eaux froides et diluées des procédés à biomasse fixée sur les procédés conventionnels par boues activées (20).

Les essais ont montré que la charge maximale d'azote ammoniacal (NH4) éliminable par un filtre Biocarbone tout en garantissant un résiduel de NH4 inférieur à 2 mg/l sont : en nitrification tertiaire, de l'ordre de 0,9 kg N-NH4/m3 matériau aéré/jour pour une température de 20 ° C, cette charge devant être réduite à 0,65 kg à 10 ° C et à 0,45 kg à 6 ° C ; en nitrification secondaire, de l'ordre de 0,6 kg à 20 ° C, 0,4 kg à 10 ° C et 0,22 kg à 6 ° C. Ces charges peuvent être augmentées d'environ 40 % si l'on accepte des résiduels en azote ammoniacal de l'ordre de 10 à 15 mg/l.

Les réductions observées lors du passage de 10 °C à 6°C sont plus importantes que lors du passage de 20 °C à 10 °C alors que l'écart de température est nettement plus faible (4 °C contre 10 °C) : l'influence de la température sur la capacité nominale de nitrification du filtre Biocarbone ne peut donc être modélisée par une loi de type Arrhénius sur la totalité du domaine étudié. Une interprétation de ces résultats est fournie, basée sur l'étude des profils de variation de divers paramètres le long du filtre.

A ce jour, la campagne d'essai se poursuit dans le cas particulier de la nitrification tertiaire à forte vitesse des eaux diluées à basse température. Une seconde campagne d'essai en eaux froides (28) est également en cours, qui utilise un nouveau développement du procédé Biocarbone (18) particulièrement bien adapté au processus de nitrification et de nitrification-dénitrification.

1. Introduction

Le procédé Biocarbone, mis au point par OTV, est un procédé d'épuration par bactéries fixées sur un matériau granulaire aéré dans la masse, qui assure à la fois la dégradation bactérienne des polluants et la rétention des matières en suspension. Ses fortes capacités épuratoires pour l'élimination de la pollution carbonée et azotée l'ont fait adopter pour une cinquantaine de réalisations de par le monde.

Une première campagne d'essais a montré l'efficacité de ce procédé pour l'élimination de la pollution carbonée dans le cas particulier des eaux froides et diluées (20). Une seconde campagne d'essai a donc été réalisée, qui fait l'objet de la présente conférence, dans le but de déterminer l'influence des basses températures sur les réactions de nitrification, dans les deux configurations suivantes :

- nitrification secondaire : l'élimination de la pollution carbonée et la nitrification sont réalisées dans un filtre Biocarbone unique placé en aval d'un traitement de décantation primaire,

- nitrification tertiaire : la nitrification est réalisée dans un filtre Biocarbone spécifique, placé en aval d'un traitement de décantation primaire et d'un traitement biologique d'élimination de la pollution carbonée.

2. Le Procédé Biocarbone

2.1. Description

Le procédé Biocarbone est un procédé d'épuration biologique de type "biomasse fixée". Parmi les diverses options possibles, la technique retenue (figure 1) est une filtration descendante sur un matériau immergé aéré dans la masse.

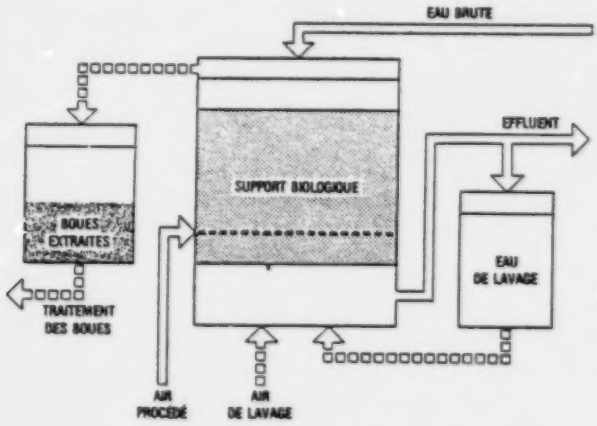


Figure 1

Le matériau utilisé est un schiste expansé BIODAGENE : il présente une surface spécifique importante (de l'ordre de 800 à 1200 m2/m3 de matériau suivant la granulométrie), une faible densité (de l'ordre de 1,6) et une haute résistance à l'abrasion. La granulométrie retenue est de 3 à 6 mm pour l'élimination de la pollution carbonée, et de 2 à 5 mm pour les traitements tertiaires et les utilisation en régimes nitrifiants. La hauteur du filtre est comprise entre 1,8 m et 3 m.

L'air est insufflé dans le matériau par une grille située à 30 cm au dessus de la base du filtre. Ce dispositif assure une bonne répartition de l'air dans le filtre et, grâce au cheminement et au morcellement des bulles d'air sur les grains du matériau, il permet d'obtenir un rendement de transfert élevé d'oxygène.

L'aération, qui détasse la majeure partie du lit, autorise la pénétration dans le filtre des matières en suspension contenues dans l'eau à traiter et permet une capacité de stockage importante entre deux lavages.

La couche de matériau située sous la grille d'aération a un rôle d'affinage sur les matières en suspension.

Le développement de la biomasse et la rétention des matières en suspension entraînent un colmatage progressif du lit et la nécessité de lavages périodiques. Ces lavages sont effectués à contre-courant du fonctionnement en épuration et se composent de plusieurs cycles successifs comprenant chacun : une phase de détassage du matériau par insufflation d'air seulement, une phase de lavage du matériau par insufflation d'air et d'eau, et une phase finale de rinçage à l'eau ; l'eau traitée par le filtre Biocarbone est utilisée pour les lavages. La durée totale d'un lavage est de l'ordre de 20 mn ; la consommation d'eau traitée est d'environ 2 à 2,5 fois le volume de matériau lavé. La durée entre deux lavages dépend de la charge appliquée, de la température de l'effluent et varie de un à plusieurs jours.

Après le lavage, les populations bactériennes restées fixées sur les grains de matériau sont suffisantes pour obtenir immédiatement une qualité d'eau traitée correspondant au régime établi.

2.2. Avantages

Comparé aux boues activées classiques, le procédé Biocarbone présente les avantages suivants :

- réacteur unique : élimination du clarificateur secondaire, dont le fonctionnement peut être perturbé par la prolifération d'espèces filamenteuses (phénomène de bulking) ou, dans une utilisation en nitrification, par des dégagements d'azote gazeux provenant d'une dénitrification incontrôlée,

- économie d'énergie due au rendement de transfert d'oxygène élevé,

- mise en régime rapide,

- maintien aisé de la biomasse dans le réacteur ; ce point est particulièrement sensible dans le cas des eaux froides et/ou diluées, pour lesquelles le maintien de la biomasse dans le réacteur aéré des procédés à boues activées est particulièrement délicat (20),

- très haute qualité de l'effluent sur le critère MEST (de l'ordre de 5 mg/l) et donc sur les critères DBO/DCO associés aux MEST, grâce à la filtration biologique et à la couche filtrante d'affinage non aérée ; cette faible teneur en matières en suspension permet également de réaliser une désinfection aval avec des taux de chlore ou d'ozone inférieurs de 30 % à ceux nécessaires pour une eau traitée par boues activées,

- forte capacité épuratoire, de l'ordre de 3 à 4 kg de DBO par m3 de matériau et par jour (contre moins de 1 kg DBO/jour/m3 de bassin pour les boues activées, sans tenir compte du clarificateur secondaire) et vitesse de filtration élevée, de l'ordre de 4 à 6 m/h, qui permettent de concevoir des installations ultra-compactes,

En ce qui concerne les techniques de filtration biologique aérée, les options retenues pour le procédé Biocarbone présentent les avantages suivants :

- sens de filtration dans le sens du tassement du matériau, et couche de filtration spécifique non aérée, qui conduisent à un excellent rendement sur le critère MEST et sur la DCO/DBO associés,

- alimentation directe des eaux brutes après pré-traitement (eaux faiblement chargées) ou décantation primaire, sans installation de micro-tamisage ni dispositif d'équi-répartition sensible à l'encrassement,

- crépines uniquement en contact avec l'eau filtrée, éliminant tout risque de colmatage,

- lavage efficace à contre-courant, les zones du filtre les plus chargées en matières en suspension et biomasse se trouvant en aval du filtre au sens des flux d'air et d'eau de lavage,

- immersion de la rampe d'aération dans le filtre, ce qui permet une équi-répartition optimale et un meilleur transfert de l'air procédé,

- rampe d'aération en contact avec l'eau épurée, ce qui élimine les risques d'encrassement.

2.3. Domaine d'application

Le domaine d'application du procédé Biocarbone est très vaste ; il couvre tant les eaux résiduaires urbaines ou que les eaux usées industrielles pour :

- l'élimination de la pollution conventionnelle (DCO, DBO, MEST),

- l'élimination de la pollution azotée, que ce soit en nitrification secondaire, en nitrification-dénitrification secondaire, ou en nitrification tertiaire.

Le procédé Biocarbone est également utilisable pour les eaux potables (traitement d'une charge organique d'une eau de surface ou nitrification-dénitrification biologique).

2.4. Réalisations

Les nombreux avantages du procédé Biocarbone l'ont fait sélectionner en quelques années pour plus de cinquante usines de traitement de par le monde. Ces usines ont dans leur majorité été conçues pour l'élimination de la pollution carbonée des eaux résiduaires, quelques applications ayant été réalisées toutefois dans chacun des domaines mentionnés ci-avant.

Au Québec, une usine utilisant le procédé Biocarbone est déjà en opération (Canton d'Orford, (26)) et deux usines sont en cours de construction (Bois-Briand et Sherbrooke, en réalisation avec notre partenaire québecquois John Meunier Inc.)

La figure 2 illustre la conception d'une cellule Biocarbone de moyenne et grande dimension (84 m2).

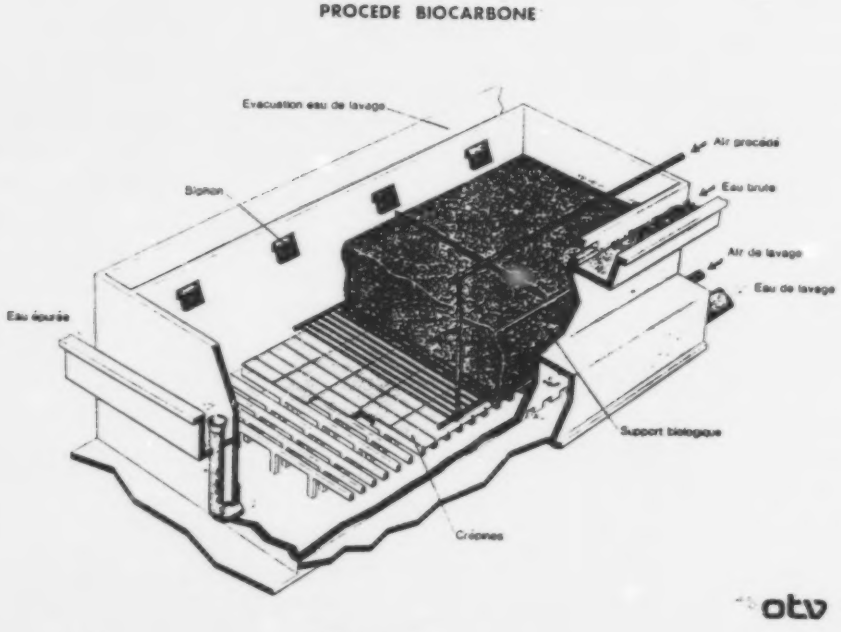


Figure 2

3. L'élimination de la pollution azotée

3.1. Nuisance de l'azote

Les formes présentes de l'azote dans l'eau sont l'azote organique, l'azote ammoniacal (NH_4^+), l'azote nitreux (NO_2^-) et l'azote nitrique (NO_3^-). L'appellation azote Kjeldhal (ou azote NTK) inclut l'azote organique et l'azote ammoniacal. Les formes les plus stables dans l'eau sont l'azote ammoniacal et l'azote nitrique.

Dans le cas d'un rejet urbain standard où le rapport DBO/NTK est d'environ 4,5, et les besoins en azote des réactions biologiques étant dans un rapport DBO/N d'environ 20, les stations d'épuration classiques rejettent dans le milieu récepteur environ 75 à 80% de leur flux d'azote sans le traiter. Les nuisances d'un tel rejet prennent plusieurs formes :

Pour le milieu récepteur

* Formes réduites (azote organique et ammoniacal) :

- appauvrissement du milieu en oxygène : les réactions de nitrification (transformation de l'azote ammoniacal en azote nitrique) s'accompagnent d'une consommation d'oxygène d'environ 4,25 mg par mg d'azote nitrifié,

- toxicité : la vie aquatique peut être gravement atteinte pour des concentrations de l'ordre de 2 mg/l en azote ammoniacal,

* Formes oxydées : l'azote sous forme nitrique combiné à une pollution phosphatée favorise, dans les milieux récepteurs stagnants, le développement d'espèces végétales (algues) conduisant à l'eutrophisation du milieu.

Les formes réduites occasionnent davantage de nuisances que l'azote nitrique. Le phénomène d'eutrophisation du milieu peut être inhibée par la seule élimination de la pollution phosphatée.

Production d'eau potable

- Azote ammoniacal : la présence d'azote ammoniacal présente l'inconvénient de nécessiter une augmentation de la quantité de chlore nécessaire à la stérilisation et aboutit à la formation de chloramines.

- Azote nitrique : l'eau chargée en nitrate à des taux élevés utilisée pour la préparation de biberons est susceptible de provoquer une méthémoglobinémie chez le nourrisson.

Les teneurs en azote des milieux récepteurs augmentent régulièrement, sous les effets conjugués de l'urbanisation, de l'industrialisation et de l'emploi immodéré des engrais dans l'agriculture.

3.2. Les législations française et européenne sur les rejets en azote

Devant les nuisances accrues de la pollution azotée, une législation a été mise en place en France en 1976 puis en 1980. Suivant les caractéristiques du milieu récepteur, cette législation peut imposer des contraintes sur l'azote Kjeldhal NTK (3 niveaux, respectivement 40, 10 et 5 mg/l) et sur l'azote global incluant en plus les formes oxydées nitrites et nitrates (2 niveaux, respectivement 20 et 10 mg/l). A l'exception des réalisations en bord de mer, la quasi totalité des nouvelles stations d'épuration doivent au minimum respecter le niveau NK 2 (azote NTK < 10 mg/l). Cette réglementation se met en place progressivement pour les stations plus anciennes.

La plupart des autres pays d'Europe ont également mis en oeuvre des réglementations sur les rejets de pollution azotée. Le Danemark impose systématiquement un résiduel d'azote global inférieur à 8 mg/l. La nouvelle

réglementation anglaise vise quant à elle un résiduel en azote NTK inférieur à 5 mg/l, sans imposer toutefois de limitation sur l'azote global et donc sur les nitrates. L'Allemagne impose une concentration maximale en azote NTK de 10 mg/l, et des négociations sont en cours pour étendre cette limitation à l'azote global. Enfin, une législation européenne est en cours d'élaboration, qui viserait un résiduel d'azote global inférieur à 10 mg/l.

3.3. Les mécanismes d'élimination de la pollution azotée

L'élimination de la pollution azotée fait appel à plusieurs réactions successives :

* l'ammonification, qui est la transformation de l'azote organique en azote ammoniacal. Cette réaction se déroule en grande partie dans le réseau d'égout en amont de la station d'épuration. Le résiduel d'azote organique est éliminé dans la station de diverses façons : une partie est piégé par décantation dans le traitement primaire, une autre partie par filtration dans le filtre Biocarbone, le complément étant transformé en azote ammoniacal au fil de la station de traitement, principalement au niveau de la décantation primaire. De manière générale, l'azote organique est éliminé en quasi-totalité en aval de la station.

* l'assimilation : la synthèse des cellules bactériennes réalisée lors de l'élimination de la pollution carbonée par traitement biologique mobilise de l'azote. La quantité d'azote consommée peut être évaluée à 5% de la DBO éliminée.

* la nitrification, qui est l'oxydation de l'azote ammoniacal en azote nitrique (NO3-) en milieu aérobie. Cette réaction se déroule en deux étapes : la *nitritation*, réalisée par les bactéries autotrophes Nitrosomas qui transforment l'azote ammoniacal en nitrite NO_2^-, et la *nitratation*, réalisée par les bactéries autotrophes Nitrobacters qui transforment les nitrites en nitrate NO_3^-.

Trois caractéristiques importantes de la réaction de nitrification doivent être notées :

- le métabolisme aérobie des bactéries nitrifiantes entraîne une consommation d'oxygène de l'ordre de 4,25 mg d'O_2 par mg d'azote éliminé : le transfert d'oxygène doit donc être important,

- faible production de biomasse : environ 0,17 mg par mg d'azote oxydé,

- un apport d'environ 7 mg d'alcalinité par mg d'azote ammoniacal oxydé est nécessaire ; un défaut d'alcalinité peut inhiber la réaction.

3.4. Le procédé Biocarbone et l'élimination de la pollution azotée

Trois installations utilisant le procédé Biocarbone pour l'élimination de la pollution azotée sont en opération en France : Soissons (40 000 éq. hbts), Lunéville (33 000 éq. hbts) et Valbonne Sophia-Antipolis (17 000 éq. hbts ; cette installation réalise l'élimination totale de la pollution azotée par nitrification-dénitrification (22)).

4. Matériel et méthode

4.1. Pilote de nitrification secondaire

Les caractéristiques du filtre sont les suivantes :

- diamètre de la colonne : 11,3 cm, surface de filtre : 1 dm2
- hauteur de matériau filtrant : 2,6 m,
- volume total de matériau : 26 litres ; volume de matériau aéré : 23 litres,
- nature du matériau : schiste expansé Biodagène 2-5 mm,
- 7 points de prélèvements répartis sur la hauteur.

L'affluent alimentant le pilote a subi préalablement un traitement primaire dans un décanteur lamellaire. Sa température est ensuite abaissée dans un réservoir réfrigérant thermostaté. Le filtre et les tuyauteries de liaison sont calorifugés. L'eau traitée servant au lavage est conservée à basse température pour éviter le réchauffement du filtre lors des lavages.

Les caractéristiques moyennes de l'affluent à l'entrée du pilote sont :

DCO totale :	370 mg/l	DCO soluble :	170 mg/l
MES :	120 mg/l	$N - NH_4^+$:	46,3 mg/l.

4.2. Pilote de nitrification tertiaire

Les caractéristiques du pilote de nitrification tertiaire sont identiques à celles du pilote secondaire, aux exceptions suivantes :

- hauteur de matériau filtrant : 2 m,
- volume total de matériau : 20 litres ; volume de matériau aéré : 17 litres,
- 6 points de prélèvements répartis sur la hauteur,

Après décantation primaire et avant le passage dans le réservoir à basse température, l'affluent est traité en secondaire dans un filtre Biocarbone fonctionnant en élimination de la pollution carbonée.

Les caractéristiques moyennes de l'affluent à l'entrée du pilote sont :

DCO totale :	74 mg/l	DCO soluble :	65 mg/l
MES :	7 mg/l	$N - NH_4^+$:	33 mg/l.

4.3. Conduite des essais

Les filtres ont été ensemencés à température ambiante (environ 20°C) avec les boues d'un filtre nitrifiant ; après stabilisation des résultats, la température a été abaissée à 10°C, puis à 6 °C. La campagne d'essais s'est déroulée sur 7 mois, soit environ 2 mois pour chaque gamme de température.

Deux types de prélèvements ont été réalisés :

* des prélèvements moyens journaliers, sur lesquels ont été effectuées des mesures de concentration de DCO totale, DCO soluble, N-NH4, N-NO2 et N-NO3. Ces mesures ont permis d'établir les bilans de fonctionnement des pilotes pour les différentes périodes testées, et d'en déduire la capacité nominale d'élimination de l'azote ammoniacal (secondaire et tertiaire) du filtre Biocarbone pour chaque température ; cette capacité est définie par la charge maximale d'azote ammoniacal applicable sur le filtre permettant d'obtenir un résiduel faible (de l'ordre de 2 mg/l).

Des mesures de TAC (titre alcalimétrique complet) ont également été réalisées afin d'évaluer la consommation de TAC en nitrification, et de s'assurer que l'alcalinité de l'affluent était suffisante pour ne pas inhiber la réaction de nitrification.

* des prélèvements ponctuels le long du lit de matériau, sur lesquels ont été effectuées des mesures de concentration de DCO soluble, N-NH4, N-NO2 et N-NO3. Ces mesures ont permis d'analyser et d'interpréter plus finement l'évolution de la nitrification dans le filtre, l'influence de la température et, en particulier pour le pilote de nitrification secondaire, l'influence de la DCO soluble. Ces mesures ont également permis de définir la capacité maximale d'élimination d'azote ammoniacal, en appliquant le gradient maximal de disparition de NH_4 (mesuré sur les profils) sur toute la hauteur aérée du filtre.

A la rédaction de ce texte, les essais se poursuivent sur le pilote secondaire pour évaluer l'influence de la remontée de température (comparaison des résultats à 10°C après passage à 6°C avec la première phase d'essai à 10°C après passage à 20°C). Le pilote de nitrification tertiaire est quant à lui modifié pour

permettre l'étude de la nitrification à forte vitesse et basse température sur des eaux diluées. Une seconde campagne d'essai en eaux froides (28) est également en cours, qui utilise un développement du procédé Biocarbone (18) particulièrement bien adapté au processus de nitrification et nitrification-dénitrification.

5. Résultats

5.1. Pilote de nitrification tertiaire

Les mesures réalisées lors des bilans journaliers sont illustrées par les figures 3 et 4 ci-après.

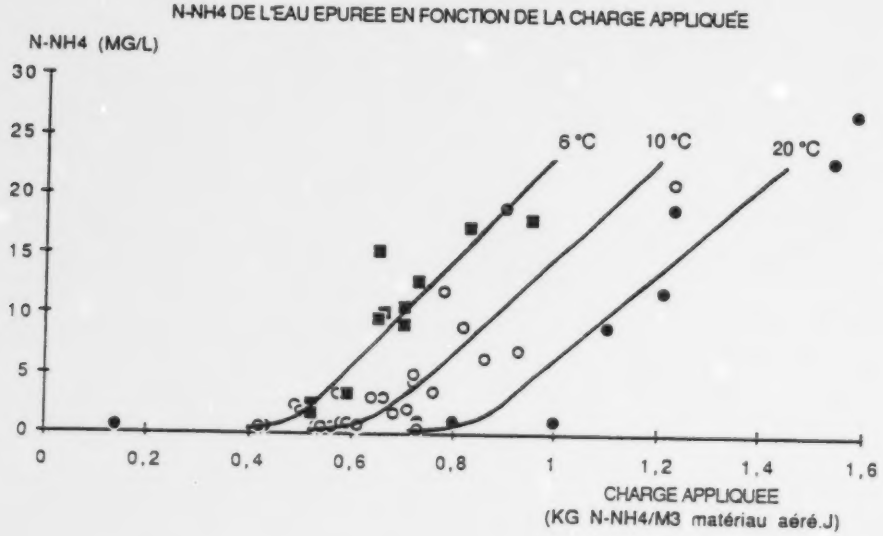


Figure 3

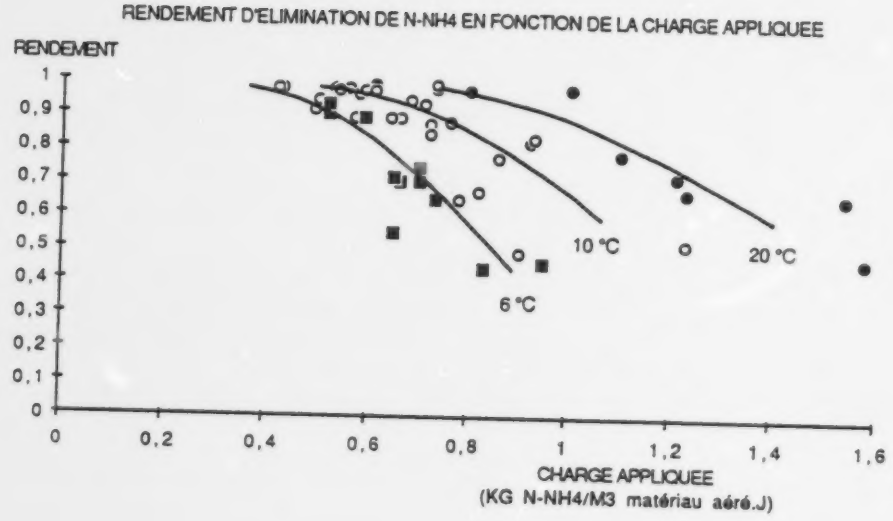


Figure 4

L'analyse de ces valeurs permet de définir la capacité nominale d'élimination de l'azote ammoniacal du système en nitrification tertiaire (charge maximale de NH_4 applicable permettant d'obtenir un résiduel en azote ammoniacal faible, de l'ordre de 2 mg/l) : à 20°C, la capacité nominale est de 0,9 kg N-NH4/m3 de matériau aéré/jour ; elle est réduite à 0,65 kg (réduction de 30%) à 10°C, et à 0,45 kg à 6 °C (nouvelle réduction de 33%, soit une réduction de 53% par rapport à la capacité à 20°C).

L'étude des profils indique que cette réduction s'accompagne d'un démarrage de la nitrification à un niveau inférieur dans le filtre. Ce phénomène a également été remarqué lors de travaux réalisés sur la l'élimination de l'azote des eaux potables par filtres biologiques (13).

Il faut noter que l'obtention d'un résiduel d'azote ammoniacal faible diminue sensiblement la cinétique de nitrification dans la partie inférieure du filtre - où la faible concentration en ammoniaque réduit le taux de croissance des bactéries -, et limite par conséquent la capacité globale de nitrification du filtre. Des charges appliquées plus élevées (de l'ordre de 40%) peuvent être envisagées en acceptant des résiduels en azote de l'ordre de 10 à 20 mg/l.

Le pilote de nitrification tertiaire étant placé en aval d'un traitement biologique secondaire qui élimine pratiquement la totalité de la pollution carbonée biodégradable, il n'y a pour ainsi dire pas de réaction d'assimilation dans le pilote tertiaire, et seule la nitrification intervient dans l'élimination de l'azote ammoniacal ; celui-ci se retrouve ainsi intégralement (99 %) sous forme de nitrates.

L'influence de la température sur la capacité nominale d'élimination de l'azote ammoniacal ne peut être modélisée par une loi d'Arrhénius sur la totalité du domaine étudié. Une telle loi s'écrit en effet :

$C_2/C_1 = N^{(T_2-T_1)}$ avec : C_i : capacité à T_i °C et N = Cste

Or , le calcul donne des valeurs différentes de N suivant le domaine de température considéré (tableau 1).

Tableau 1 : Influence de la température sur la capacité nominale de nitrification tertiaire

Température (°C)	20	10	6
Capacité nominale nitrification (kg N-NH_4/m3 matériau aéré/jour)	0,9	0,65	0,45

Domaine de température	20-10	10-6	20-6
C_2/C_1	0,722	0,692	0,5
N	1,033	1,096	1,051

L'impossibilité à modéliser l'influence de la température par une loi d'Arrhénius se traduit également par le fait que la réduction de la capacité d'élimination du NH4 est pratiquement la même (environ 30 %) pour le passage de 20 °C à 10 °C que pour le passage de 10 °C à 6 °C, alors que les écarts de température sont très différents (respectivement 10 °C et 4 °C).

Ceci peut être expliqué par l'une ou le cumul des deux raisons suivantes :

- la croissance des bactéries nitrifiantes ne suit pas la loi d'Arrhénius dans le domaine de température considéré,

- la concentration en oxygène dissous, qui varie sensiblement avec la température, influe sensiblement sur la cinétique de nitrification (17).

L'influence de la température sur la capacité maximale d'élimination de l'azote ammoniacal (qui représente plus précisément la cinétique de nitrification car elle s'affranchit de certaines conditions de charge du filtre), ne peut être non plus modélisée par une loi d'Arrhénius sur la totalité du domaine étudié : le tableau 2 indique en effet des valeurs de N qui, quoique plus faibles que pour le cas de la capacité nominale, n'en restent pas moins sensiblement différentes.

Tableau 2 : Influence de la température sur la capacité maximale de nitrification tertiaire

Température (°C)	20	10	6
Capacité maximale nitrification (kg $N-NH_4$/m3 matériau aéré/jour)	1,2	0,95	0,7

Domaine de température	20-10	10-6	20-6
C_2/C_1	0,792	0,737	0,583
N	1,024	1,079	1,039

Les durées entre lavages augmentent lorsque la température décroît : elle sont de 3 à 5 jours pour une température de 20 °C, 4 à 7 jours à 10 °C, et 10 à 14 jours à 6 °C. Ces durées sont d'une manière générale très longues, ce qui s'explique par le fait que l'élimination de la pollution carbonée et la réduction des matières en suspension ont déjà été réalisées dans le filtre biologique secondaire ; cela confirme d'autre part la faible biomasse produite par la réaction de nitrification.

5.2. Pilote de nitrification secondaire

Les mesures réalisées lors des bilans journaliers sont illustrées par les figures 5 et 6 ci-après.

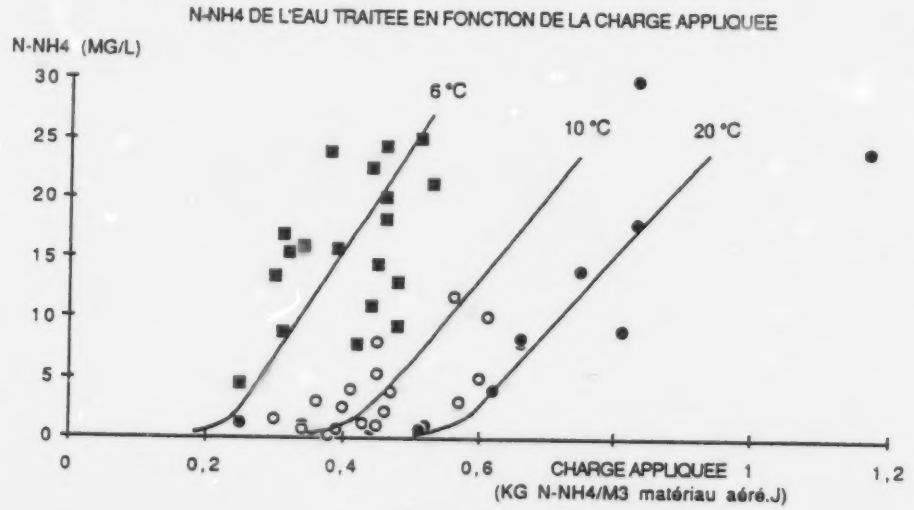


Figure 5

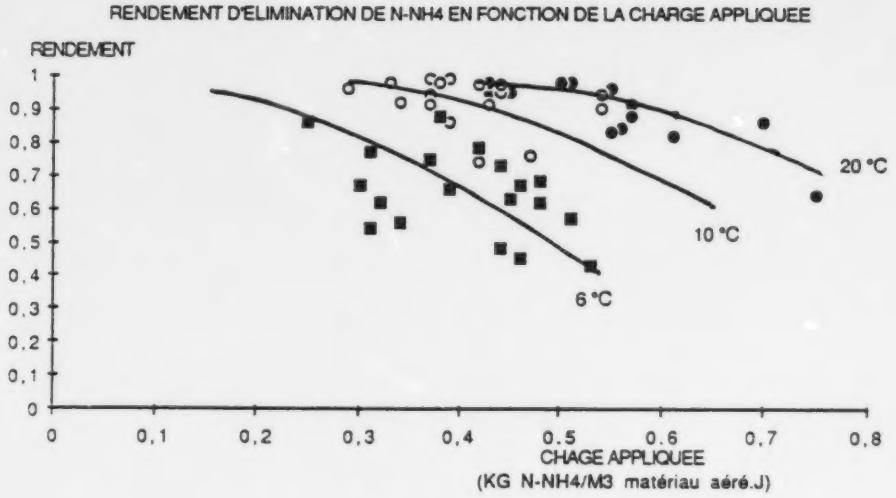


Figure 6

L'analyse de ces valeurs permet de définir la capacité nominale d'élimination de l'azote ammoniacal du système en nitrification secondaire (charge maximale de NH_4 applicable permettant d'obtenir un résiduel en azote ammoniacal faible, de l'ordre de 2 mg/l) : à 20°C, la capacité nominale est de 0,6 kg N-NH4/m3 de matériau aéré/jour ; cette capacité doit être réduite à 0,4 kg (réduction de 33 %) pour une température de 10°C, et à 0,22 kg à 6 °C (nouvelle réduction de 45 %, soit une réduction de 63% par rapport à la capacité à 20°C).

De la même façon que pour la nitrification tertiaire, il faut noter que l'obtention d'un résiduel d'azote ammoniacal faible réduit sensiblement la cinétique de nitrification dans la partie inférieure du filtre, et par conséquent la capacité globale de nitrification du filtre. Des charges appliquées et éliminées plus élevées (de l'ordre de 35 %) peuvent être envisagées en acceptant des résiduels en azote de l'ordre de 10 à 15 mg/l.

A la différence de la nitrification tertiaire où la quasi totalité de la charge en azote ammoniacal est transformée en nitrates, l'élimination de la charge en NH4 dans le cas de la nitrification secondaire utilise les phénomènes d'**assimilation** (consommation d'azote ammoniacal liée à l'élimination de la pollution carbonée) et de **nitrification** (transformation de l'azote ammoniacal en nitrates) ; le premier phénomène est loin d'être négligeable puisqu'il intervient à hauteur d'environ 25 % à 35 % dans l'élimination de l'azote ammoniacal (à 10°C et 6°C respectivement).

L'influence de la température sur l'élimination de l'azote ammoniacal est plus importante en nitrification secondaire qu'en nitrification tertiaire : la réduction de la capacité nominale de nitrification lors du passage de 20°C à 6°C est en effet de 63 % en secondaire contre 53 % en tertiaire.

Cet impact accru de la température en nitrification secondaire s'explique par le ralentissement de l'élimination de la DCO à basse température (figure 7), ce qui intervient sur l'élimination de l'azote ammoniacal de deux manières :

* la charge totale de DCO éliminée est diminuée d'environ 15 % lors du passage de 20°C à 10°C, et de 15 % à nouveau lors du passage de 10°C à 6°C ; la réaction d'assimilation qui, on l'a vu plus haut, intervient à hauteur de 30 % environ dans le processus d'élimination de l'azote ammoniacal, s'en trouve réduite d'autant,

* la plus forte concentration en DCO observée à basse température favorise le développement des bactéries hétérotrophes assurant l'élimination de la pollution carbonée (taux de croissance élevé de l'ordre de 4 à 6 j^{-1}), qui en retour gênent la croissance des bactéries autotrophes nitrifiantes (taux de croissance faible de l'ordre de 0,3 à 0,6 j^{-1}. On peut observer sur la figure 7 que le début de la nitrification (mesurée par l'apparition des nitrates) est réalisée de plus en plus bas dans le filtre lorsque la température baisse : à 15 cm de la surface du filtre à 20°C, 70 cm à 10°C, et 120 cm à 6°C.

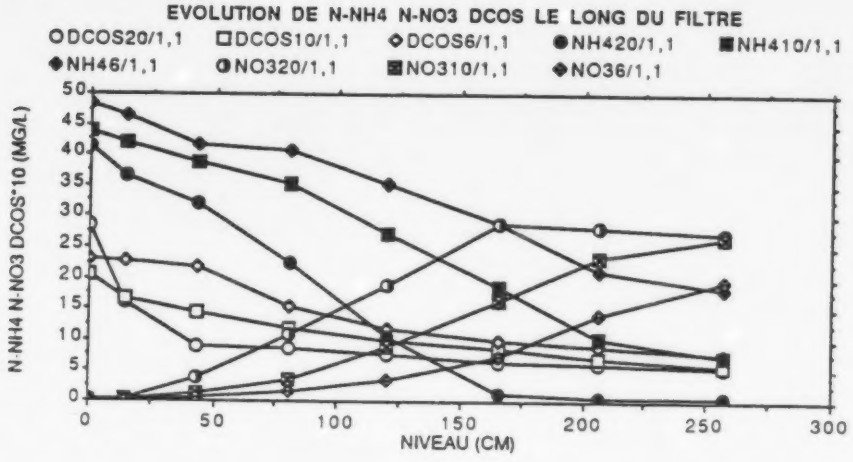


Figure 7

La réduction de la capacité nominale d'élimination de l'azote ammoniacal est sensiblement plus importante lors du passage de 10 °C à 6°C (- 45 %, pour une différence de température de 4°C seulement) que lors du passage de 20 °C à 10 °C (- 33 %, pour une différence de température de 10 °C) ; il est alors évident que l'on ne peut modéliser l'influence de la température par une loi d'Arrhénius.

L'étude détaillée de la figure 7 montre par ailleurs que la réaction de nitrification apparait alors qu'il reste une partie de DCO soluble biodégradable. Contrairement à ce qui aurait pu être anticipé, il n'y a pas "superposition" de deux filtres, le premier assurant l'élimination de la pollution carbonée et le second la nitrification, mais co-existence au sein du même milieu filtrant des bactéries hétérotrophes d'élimination de la pollution carbonée et des bactéries autotrophes de nitrification, ceci malgré leur différence importante de taux de croissance. Ce phénomène s'explique par le brassage du matériau réalisé lors des lavages, les grains du matériau filtrant portant simultanément des bactéries autotrophes et hétérotrophes.

Les durée entre lavages observée pour la nitrification secondaire sont bien sûr inférieures à celles observées pour la nitrification tertiaire. Ces durées augmentent lorsque la température décroît : elles sont de 18 à 24 heures pour une température de 20 °C, 40 à 50 heures à 10 °C, et 45 à 72 heures à 6 °C. Une aération de type pulsé (alternance de phases d'aération intense et de phases non aérées), généralement utilisée dans le cas de réalisations industrielles, aurait permis d'augmenter sensiblement ces durées.

6. Conclusion

Cette campagne d'essais a permis de définir la capacité nominale d'élimination de l'azote ammoniacal du filtre Biocarbone (charge maximale de NH_4 applicable permettant d'obtenir un résiduel en azote ammoniacal faible, de l'ordre de 2 mg/l) : en nitrification tertiaire, la capacité est de 0,9 kg N-NH4/m3 de matériau aéré/jour à 20 °C, et doit être réduite à 0,65 kg à 10°C, et à 0,45 kg à 6 °C ; en nitrification secondaire, la capacité est de 0,6 kg à 20 °C, 0,4 kg à 10°C, et 0,22 kg à 6 °C.

Les réductions observées lors du passage de 10 °C à 6°C étant plus importantes que lors du passage de 20 °C à 10 °C alors que l'écart de température est nettement plus faible (4 °C contre 10 °C), l'influence de la température sur la capacité nominale de nitrification du filtre Biocarbone ne peut être modélisée par une loi de type Arrhénius sur la totalité du domaine étudié. Les explications avancées pour la nitrification tertiaire sont la mauvaise modélisation du taux de croissance des espèces nitrifiantes par une loi d'Arrhénius ainsi que l'influence de l'oxygène dissous, auxquelles se rajoute, dans le cas de la nitrification secondaire, l'influence de la température sur l'élimination de la DCO.

On observe également en traitement secondaire que la réaction de nitrification débute dans le filtre à un niveau où la DCO soluble biodégradable n'a pas été totalement éliminée, ceci malgré la différence importante des taux de croissances des bactéries autotrophes et hétérotrophes. Ceci s'explique par le brassage du matériau effectué lors des lavages, qui conduit à la mise en place sur chaque grain de matériau filtrant des deux espèces.

La durée entre lavages augmente lorsque la température décroît : en nitrification tertiaire, elle varie de 3 à 14 jours pour des températures variant de 20 à 6 °C ; en nitrification secondaire, elle varie de 18 à 72 heures. Une aération de type pulsé, généralement adoptée en réalisation industrielle, aurait permis d'augmenter sensiblement ces durées.

REFERENCES

1. Sibony, J., "Industrial applications of fixed biomass for wastewater treatment." *L'Eau, l'Industrie, les Nuisances*, **84**, 31 (1984).

2. Leglise, J.P., Gilles, P., and Moreaud, H., "A new development in biological aerated filters."Presented at 53rd Annual WPCF Conference, Las Vegas (1980).

3. Stensel, H.D., Brenner, R.C., Lee, K.M., Melcer, H. and Rakness, K., "Biological Aerated Filter Evaluation" *ASCE J.of Env. Eng,* No. 3, 6, 655-671

4. Fuchu, Y. and Nakamura, M., " Application of biological aerated filters to industrial wastewater treatment " 61 st Annual WPCF Conference, Dallas (1988).

5. Kakimoto, S., "Paper industry wastewater treatment with biological aerated filtration." (in Japanese). *P.P.M.*, **9**, 9 (1986).

6. Giuliano, C., Joret, J.C., and Girardin, F., "Colonization of a fixed biomass reactor : quantitative analysis and activity measurements." *Tribune Cebedeau.* October (1988).

7. Lee, K.M., and Stensel, H.D., "Aeration and substrate utilization in a sparged packed-bed biofilm reactor." *J.W.P.C.F.*, **58**, 1066 (1986).

8. Giuliano, C., and Joret, J.C., "Distribution, characterization and activity of microbial biomass of an aerobic fixed-bed reactor." Presented at IAWPRC Conference on Microbiology of Waters and Wastewaters, Irvine (USA), Feb. 8-11 (1988).

9. Paffoni, C., Gousailles, M., Rogalla, F. and Gilles, P. "Aerated biofilters for nitrification and effluent polishing", submitted IAWPRC specialised conference on Upgrading of Wastewater Treatment Plants, Munich, September 1989.

10. Payraudeau, M., Bacquet, G., Rogalla, F., Bourbigot, M.M., Sibony, J. and Gilles, P."Nutrient removal with biological aerated filters, 61st WPCF Conference, Dallas (1988)

11. Grasmick, A., Elmaleh, S., and Yahi, H., "Nitrification by attached cell reactors aerated at co or countercurrent: experimental data and modelling."*Wat. Research*, **18**, 885 (1984).

12. Gilles, P., Leglise, J.P., "Nouveau développement en traitement biologique utilisant une biomasse filtrée". 5ème Symposium Européen des Eaux Usées et des Résidus Urbains, E.A.F Munich 1981.

13. Bablon, G., Souteyrand, C., "Les tendances françaises en matière de filières biologiques" *T.S.M. L'Eau*, **82**, 158 (1987).

14. Moreaud, H. and Gilles, P., "Nitrogen removal from wastewater."*T.S.M. L'Eau*, **74**, 241 (1979).

15. Jimenez, B., Capdeville, B., Roques, H., and Faup, G.M., "Design considerations for nitrification and denitrification process using two fixed bed reactors in series." *Wat. Sci. Tech., (Proc. 13th Biennial IAWPRC Conf., Rio de Janeiro, 1986)* **19**, 139 (1987).

16. Gilles, P., and Bourdon, Y., "Nitrification and denitrification with fixed bacteria." (in French). *L'Eau, L'ndustrie, les Nuisances,* **93**, (1987).

17. Gousailles, M., Paffoni, C., "Mise au point d'un test de respiration sur biomasse fixée", Rapport d'étude DGSAT, Février 1988,

18. Rogalla, F., Goncalves, R.F., "Temperature influence on complete nitrogen removal with BAF biological aerated filters", 25th IAWPRC Conference, Kyoto, 7-8/1990

19. Mc Clintock, S;, Sherrard, J., Novak, J. and Randall, C. "Nitrate versus oxygen respiration in the activated sludge process." *Journal WPCF,* 60, 3, 342-350 (1988)

20. Payraudeau, M., Bonton , J.Y., "Traitement biologique à basse température selon un procédé de filtration biologique aérée : le Biocarbone". 69ème Congrès de l'AGHTM, Québec, Canada, Septembre 1989.

21. Begashet, H. and Florentz, M."Anaerobic filtration using a fine granular medium" (in French), *TSM l'Eau*, 80, 2, 93-95 , (1985)

22. Gilles, P., Bourdon, Y., "Nitrification-dénitrification par bactéries fixées à la station d'épuration de Valbonne Sophia-Antipolis". L'eau, l'industrie, les nuisances, n° 93, juin-juillet 1985.

23. Dillon G. "A pilot evaluation of the Biocarbone Process for the Treatment of Settled Sewage and for Tertiary Nitrification of Secondary Effluent" IAWPRC Specialised Conference on Technical Advances in Biofilm Reactors, France, April 1989

24. Yasuda, Kata, Matsumoto and Nabeshima, "Treatment capacity of an aerobic granular filter." (in Japanese). *Proc. 25th Annual JSWA Meeting on Wastewater Treatment,* 297 (1988).

25. Gilles, P., "Industrial scale applications of fixed biomass on the mediterranean coast: Design and operational results", IAWPRC Specialised Conference on Technical Advances in Biofilm Reactors, Nice, France, April 1989

26. Kantardjieff, A., "Le premier filtre canadien pour le traitement des eaux usées du Canton d'Orford (Québec)". Sciences et techniques de l'eau, vol. 22, n° 1, février 1989.

27. Roennefahrt, KW. "Nitrate Elimination with heterotrophic aquatic microorganisms in fixed bed systems with buoyant carriers", *Aqua* 5, 283-285 (1986).

28. Rogalla, F., Bourbigot, M.M., "New developments in complete nitrogen removal with biological aerated filters, IAWPRC Specialised Conference on Technical Advances in Biofilm Reactors, Nice, France, April 1989.

SESSION III

TUESDAY, NOVEMBER 21, 1989

SEWAGE TREATMENT ALTERNATIVES FOR SMALL MUNICIPALITIES IN SOUTHWESTERN ONTARIO

Bruce E. Boland, P. Eng.

Ontario Ministry of the Environment

This paper is an overview of the historical and present practices of treating sewage from small municipalities in Southwestern Ontario.

BIOGRAPHICAL RÉSUMÉ

Bruce Boland is an Operations Officer in the Southwestern Region of the Ontario Ministry of the Environment, London. He has served as an Abatement Officer in the Sarnia District Office and as an Hydrologist in London. In these capacities, he has inspected, operated and maintained sewage treatment plants/lagoons in Ontario as well as recommended the effluent limits to be imposed on new and expanding facilities. He is presently involved in the operational/maintenance aspects.

HISTORICAL PERSPECTIVE

Technology for treating domestic wastewater has come a long way from the outhouses situated on every house lot to the complex, computer-monitored facilities of the 1980's. Today, I will briefly describe the evolution of sewage treatment for small communities in Southwestern Ontario (Figure 1), some of the different processes that are presently in use and end with a preview of where Ontario is headed in the years ahead. After the outhouse came flush toilets, septic tanks and tile beds. Septic tanks are still a viable method for disposal of domestic waste if the soil conditions are suitable, the house lot is large enough and there is adequate separation between local wells and watercourses. Some suburban developments are still permitted on septic tank systems but the lots are usually 0.5 - 1 acre.

The Ontario Water Resources Commission (OWRC) was formed in 1956 and it ushered in a new era in development and construction of sewage treatment for small municipalities. Provincial funding was initiated, projects were developed under the direction of government staff and many sewage facilities were operated by Ontario Government personnel. The usual treatment system was a facultative lagoon system with

FIGURE 1. SOUTHWESTERN REGION OF ONTARIO ENVIRONMENT MINISTRY

collection system for the developed area of the municipality and one or more lagoon cells with a maximum operating depth of 2 metres. If there was adequate dilution in the receiving stream, the discharge was continuous. Most often, the discharge was in the spring and fall when there was streamflow for dilution. Many of these systems are still in operation but are being phased out as expansions are required. The reasons for not simply adding more facultative cells will be explained later. During the late 1950's, 1960's and 1970's, there were many treatment plants built with either primary or secondary treatment. The OWRC was merged with several other departments and the result was the formation of the Ontario Ministry of the Environment in 1972. Most sewage treatment systems are still assessed on the conventioal parameters of BOD, suspended solids and total phosphorus (Table 1).

In the 1980's, with more concern for nutrients such as phosphorus and nitrogen, tertiary plants using filtration were constructed. In two Villages, the receiving streams were so sensitive, exfiltration systems were designed to discharge the treated effluent into the ground for attenuation before discharge to the stream. Many types of treatment are presently in use (Table 2).

The following is a description of many of the above systems with specific examples where each has been used.

TABLE 1. ONTARIO MINISTRY OF THE ENVIRONMENT EFFLUENT GUIDELINES.

Type of Treatment	PARAMETER		
	BOD (Annual Average Basis)	Suspended Solids (Annual Average Basis)	Total Phosphorus (Monthly Average Basis)
PRIMARY:			
Without TP Removal	30 % removal	50 % removal	n/a
With TP Removal	50 % removal	70 % removal	1.0 mg/l
SECONDARY:			
Without TP Removal	25 mg/l	25 mg/l	n/a
With TP Removal	25 mg/l	25 mg/l	1.0 mg/l
LAGOONS:			
Without TP Removal	30 mg/l	40 mg/l	n/a
Continuous TP Removal	30 mg/l	40 mg/l	1.0 mg/l
Batch TP removal	25 mg/l	25 mg/l	1.0 mg/l

n/a - not applicable

TABLE 2. TYPES OF SEWAGE TREATMENT IN USE - 1988.

TREATMENT TYPE	NUMBER			DESIGN CAPACITY (1000M3)		
	MIN	MUN	TOT	MINISTRY	MUNICIPAL	TOTAL
PRIMARY	2	3	5	27.13	237.34	264.48
CONVENTIONAL ACTIVATED SLUDGE	8	12	20	57.09	363.49	420.59
CONTACT STABILIZATION	0	1	1	0.00	1.81	1.81
EXTENDED AERATION	18	2	20	32.62	23.17	55.79
HIGH RATE	1	0	1	3.91	0.00	3.91
OXIDATION DITCH	2	1	3	3.75	6.45	10.20
AERATED LAGOON	1	2	3	1.12	8.57	9.70
CONVENTIONAL LAGOON CONTINUOUS	2	1	3	3.61	1.45	5.06
CONVENTIONAL LAGOON SEASONAL	31	3	34	34.71	6.31	41.02
LAGOON AND SPRAY	1	0	1	0.56	0.00	0.56
AERATED CELL PLUS LAGOON	7	1	8	20.21	0.16	20.38
CONVENTIONAL LAGOON ANNUAL	5	0	5	2.14	0.00	2.14
TOTALS	78	26	104	186.89	648.79	835.69

1000M3/D: THOUSANDS OF CUBIC METERS PER DAY

TYPES OF TREATMENT

Facultative Lagoon

The facultative lagoon system is in service for about 40 communities in Southwestern Ontario. They serve urban populations from 500 to 5000 as well as several parks and camping areas. They are simple to operate since the sewage is allowed to slowly fill an earthen pond until it is time for discharge in the spring and fall. They can be operated as a single cell system, in parallel or in series. In the early 1970's, phosphorus removal became a requirement for the lower Great Lakes.

This has been accomplished either by batch dosing lagoons with boats or by adding the coagulant (either salt of iron or aluminum) at the pumping station continuously throughout the year. Facultative lagoons have several disadvantages. The operating authority is at the mercy of the biota to control the quality of the effluent. There are few operating adjustments that can be made except the loading of the cells in a multi-cell system and the treatment of the lagoons with chemicals for phosphorus removal. In the spring, our experience has shown that it is usually not possible to discharge during the spring freshet because the lagoons are still ice-covered. A detailed study done by staff of the Southwestern Region showed that facultative lagoons tend to become anaerobic (void of dissolved oxygen) from about December until March (depending upon the severity of the winter). Under these conditions, hydrogen sulphide and ammonia concentrations increase. Hydrogen sulphide is lethal in the aquatic environment at low concentrations and must be dissipated before discharge. Without any intervention, this takes 7 - 10 days after the ice cover melts. If the lagoon is left too long after the ice melts, the temperature and pH of the contents rise. A higher percentage of the ammonia is then in the un-ionized form which is also lethal to aquatic life. Treating lagoons on a batch basis in the spring becomes very difficult to time. To overcome the hydrogen sulphide problem, several aerated lagoons were built in the early 1980's.

Aerated Lagoon

There are several methods for aerating lagoons. In our region, we have floating mechanical aerators, diffusion systems from plastic pipe, cylinders with compressed air driving small propellors and compressed air diffused through fixed structures. The designer of a system should evaluate proposals from a variety of suppliers and determine which is most capital and operating cost effective for any application. Aerated lagoons are effective at providing removal of organics, solids and phosphorus as well as preventing the formation of hydrogen sulphide. Chemical addition for phosphorus removal should be at the influent to either the last or second last cell. Our greatest concern with aerated lagoon effluent is, once again, ammonia concentrations, especially with the spring discharge. Unless the receiving water is one of the great lakes, most of our inland streams do not have adequate base flow to support a continuous discharge. Aerated lagoon effluent is still too high in BOD, suspended solids and phosphorus to permit a discharge from May to October.

Exfiltration

At two villages, exfiltration systems have been developed. The sewage is first treated in aerated lagoons to remove most of the BOD and suspended solids. The effluent is then discharged at a controlled rate into exfiltration beds where the underlying material is sand and/or gravel. At both sites, the local river is very sensitive and supports cold water game fish. By the time the effluent reaches the river, the soil has attenuated any pollutant. This type of system is only applicable with naturally occurring granular soils and a sensitive receiving stream.

Spray Irrigation

Spray irrigation is also in use at two locations in Southwestern Ontario. One site has been used as an interim measure until the lagoon system can be replaced with a treatment plant. Excessive water from the spray field runs off into a local stream. The other site is for an inland community where the only stream is an agricultural drain. The operation of a spray irrigation system is labour intensive and weather dependant. There has been a need on a few occasions to obtain special permission to discharge the lagoons to the drain when the summer has been too wet to spray the entire contents on the fields.

Treatment Plants - Primary

Treatment plants are classified according to their degree of treatment i.e. primary, secondary or tertiary. In Southwestern Ontario, less than a half dozen primary plants were built many years ago. Only four are still in service. One will be phased out with an expansion in the near future, the others may be eliminated with a new provincial initiative, MISA. More about that later.

Treatment Plants - Secondary

The most common type of plant has secondary treatment either using the extended aeration or activated sludge process. These plants discharge all year but may only have a disinfected effluent during the May to October period. Secondary plant effluent will impact adversely on the receiving stream for the following reasons:

a) if streamflow is limited, the organic demand may suppress dissolved oxygen
b) if the effluent is not nitrified, the ammonia may be toxic, especially if dilution is limited

c) if the disinfectant is chlorine, as is often the case. and no dechlorination is practiced, the effluent may also be toxic.
d) phosphorus can cause excessive aquatic growth in the stream if the substrate is suitable

To resolve (a) above, tertiary treatment may be the only answer. Nitrification, using adequately sized aeration basins, will remedy (b). Dechlorination or alternative disinfection techniques such as ultraviolet have also been used. Ultraviolet disinfection is the most popular choice at this time. It is in operation at three sites and will be installed at least three more within the next year. Chemical feed with iron or aluminum salts will reduce the total phosphorus to about 0.5 mg/l and is practised at most plants in Southwestern Ontario.

Treatment Plants - Tertiary

Tertiary treatment is provided by installing filtration after the final clarifier of the secondary treatment plant. The filters remove more of the organics, solids and phosphorus, thereby permitting a discharge to all but the most sensitive receiving streams. The operating costs are higher than for secondary plants since they are more labour intensive. The same comments for disinfection as discussed above apply for tertiary plants.

Sutton Concept

The final innovation in treatment that is employed in Ontario is the 'Sutton concept'. This type of plant is named after a small village north of Toronto where this process was first developed. The process is basically an extended aeration plant, with nitrification, followed by a lagoon system. This process is simpler to operate than a tertiary plant, can make use of existing lagoon facilities when a lagoon upgrade is needed, produces a similar effluent quality to tertiary plants and does not require disinfection. At the present time, there are no 'Sutton' plants in Southwestern Ontario, some are under design and there are several in Central Ontario.

FUTURE DIRECTION

Where is Ontario headed for the future? MISA. The acronym is for the 'Municipal - Industrial Strategy for Abatement'. It is a major program in the Province for dischargers to watercourses and sanitary sewers. For municipal sewage plants, a 'Monitoring Regulation' is scheduled to come into effect in June, 1990 and run for one year which will require an intensive sampling effort

for a wide range of parameters at all sewage treatment facilities. The cost has been estimated from $25,000 for lagoons to $200,000 for large plants. The data will be analyzed in preparation for a 'Compliance Regulation' which will come into effect about one year later. This will require an ongoing sampling effort for a shorter list of parameters and non-compliance can be dealt with in the courts.

A modification to secondary treatment which, I understand has been used in Quebec, Western Canada and the United States is Biological Nutrient Removal. In this system, nitrogen and phosphorus are removed by biological (anoxic and aerobic zones) rather than by chemical means. Negotiations are, at the time of writing, just beginning to establish a demonstration project in Southwestern Ontario.

CONCLUSION

We have come a long way from the outhouse on each house lot to the sophisticated plants of the 1980's. In Ontario, MISA will probably require the upgrading of many existing plants. Computerization of plants has not been mentioned here but could be the subject for another entire presentation.

"Le tertre à sable hors-sol et le système de dosage sous faible pression"

par
Jean-Pierre Dubé, ing. M. ing.
E.A.T. CONSULTEAUX INC.
Montréal, Québec

1.0 INTRODUCTION

Le contenu de cette présentation s'inspire directement des travaux et recherches qui ont mené à la rédaction du "guide technique sur la conception des installations septiques communautaires" (SQAE 1989, 450 pages (1)).

Ce guide technique visait d'une part, à statuer sur l'état actuel de la pratique dans le domaine du traitement des eaux usées de petites agglomérations (filière des installations septiques) et d'autre part, à définir de nouveaux critères de conception de manière à établir les acquis techniques et éléments d'intégration. Le défi était de taille car il n'existe actuellement, à notre connaissance, aucun ouvrage technique similaire établissant une synthèse des principales "écoles de pensée" nord-américaines (Wisconsin, Alberta, Pennsylvanie, Nouvelle-Ecosse et Ontario).

Les auteurs ont donc fait l'exercise d'évaluer et d'intégrer les points forts de chacune de ces différentes approches et ont tenté de formuler, sur la base d'une bibliographie bien étayée, les principaux paramètres de conception spécifiques aux installations septiques de grande envergure (100 m^3/d).

Par ailleurs, les auteurs n'ont pas la prétention d'avoir exploité l'ensemble des possibilités et limites de ce mode de traitement des eaux usées. Tout au plus considèrent-ils cet ouvrage comme une sérieuse démarche de recherche appliquée qui démontre, croyons-nous, que la filière de traitement utilisant la fosse septique et l'élément épurateur peut dans bien des cas, offrir une option viable, compétitive et efficace pour le traitement des eaux usées des petites agglomérations du Québec.

La présentation d'aujourd'hui portera sur l'exposé de l'un des éléments épurateurs préconisés dans ce guide, le "tertre à sable hors-sol" et d'un système de distribution apte à garantir un dosage uniforme de l'effluent à traiter, "le système de distribution sous faible pression." (SDFP). Nous conclurons par l'exposé de quelques exemples pratiques, témoins de l'expertise récente d'Hydro-Québec dans le domaine.

2.0 LE TERTRE A SABLE HORS-SOL

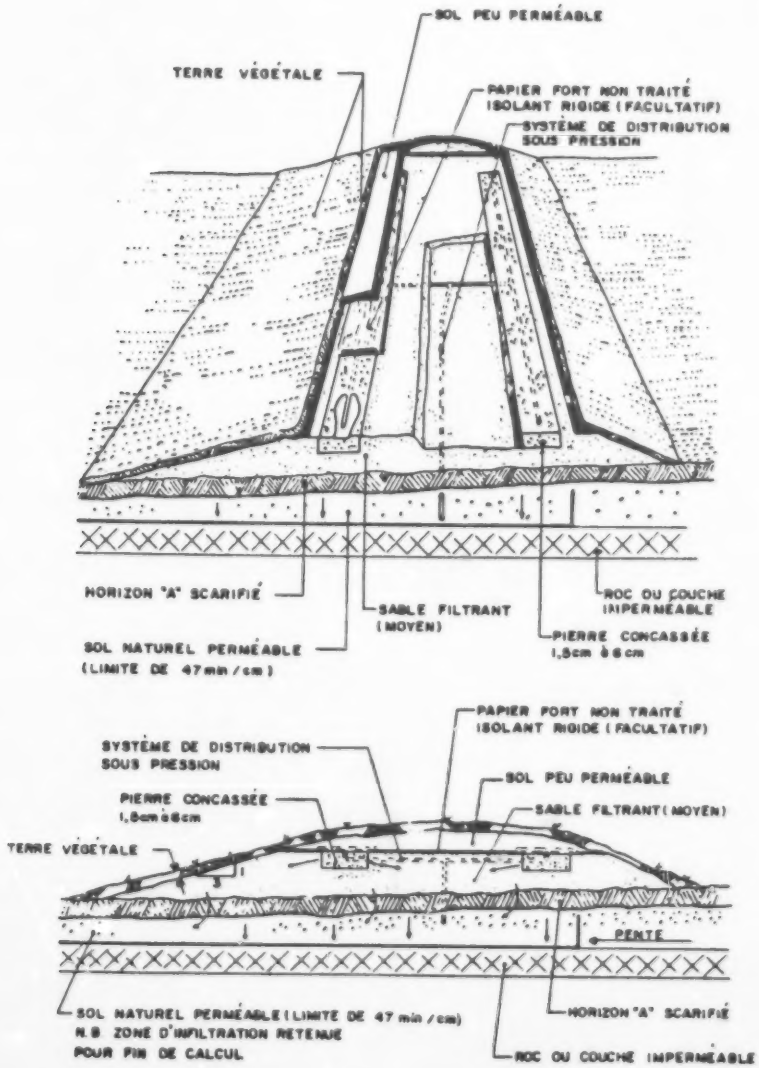
Le tertre à sable a été développé initialement dans le Dakota du Nord à la fin des années 40. Il s'appelait alors le "NODAK DISPOSAL SYSTEM." Il fut conçu pour être utilisé sur les sols à très faible perméabilité (percolation entre 25 min/cm et 50 min/cm) ainsi qu'avec une nappe phréatique élevée. La conception originale avait quelques défauts mais plusieurs centres aux U.S.A. reprirent et modifièrent le système. L'université du Wisconsin,

entre autres, forma un groupe multidisciplinaire, il y a environ 15 ans, afin de perfectionner ce système. Aujourd'hui, après plusieurs dizaines de milliers de systèmes installés, il est reconnu et accepté à travers les U.S.A. et en Europe sous le nom de "MOUND SYSTEM."

Le tertre à sable est un élément épurateur qui est construit au-dessus du sol naturel récepteur dans un matériau de remplissage adéquat (figure 2.1), il consiste en:

1. une couche de sol naturel sec (absence de condition de nappe phréatique) et perméable (limite de 47 min/cm ou K 3×10^{-4} cm/sec) d'au moins 60 cm d'épaisseur (puissance);
2. d'une couche de sable d'emprunt possédant des caractéristiques granulométriques spécifiques ($1<Cu<4$) ($0,5<d_{eff}<2,5$ mm) d'une épaisseur minimale de 30 cm;
3. d'un lit d'infiltration;
4. d'un remblai peu perméable.

Figure 2.1



Le tertre à sable peu être utilisé là où les éléments épurateurs en tranchée ou alors les lit d'infiltration ne peuvent l'être, tel que:

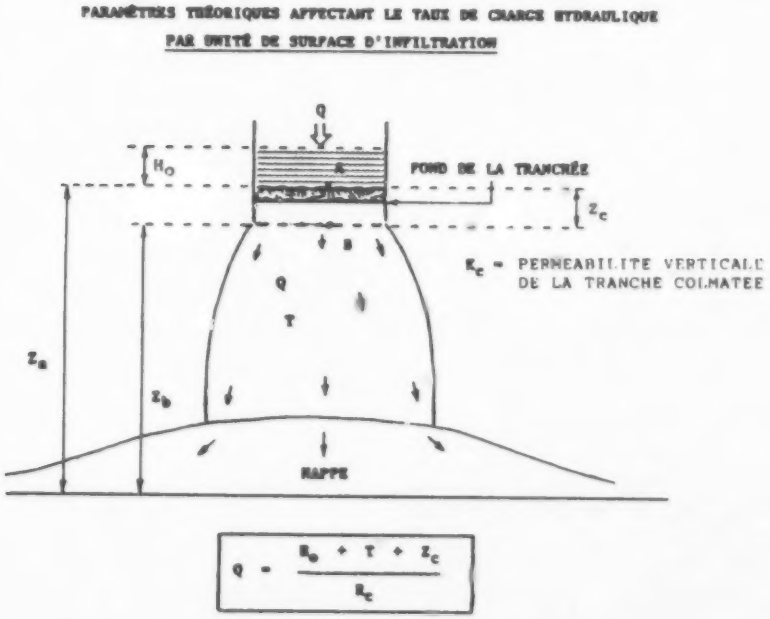
- dans un sol à très faible perméabilité (vitesse de percolation de 25 min/cm à 48 min/cm);
- dans un sol à bonne perméabilité mais avec une nappe phréatique élevée ou roc fissuré ou poreux sous-jacent.

Critères de conception d'un tertre à sable hors-sol:

A) Le sol et l'interface d'application

Nous avions (Barabé,* Dubé - (2)) exposé, en 1988, devant ce même auditoire, l'importance d'une bonne caractérisation du médium filtrant en ses termes de textures, structures et perméabilité relative. De même avions nous insisté sur les notions d'hydraulique fondamentales rattachées à l'existence d'un matelas biologique présent à l'interface concassé - sol d'emprunt (figure 2.2).

Figure 2.2



H_o = HAUTEUR DE CHARGE HYDRAULIQUE (cm)

Z_c = PROFONDEUR DE LA TRANCHE COLMATEE (cm)

K_c = PERMEABILITE DE LA TRANCHE COLMATEE (cm/d)

T = TENSION CAPILLAIRE (cm)

C(T)=CONDUCTIVITE, SOL NON SATURE (cm/d)

Q = DEBIT HYDRAULIQUE (cm/d)

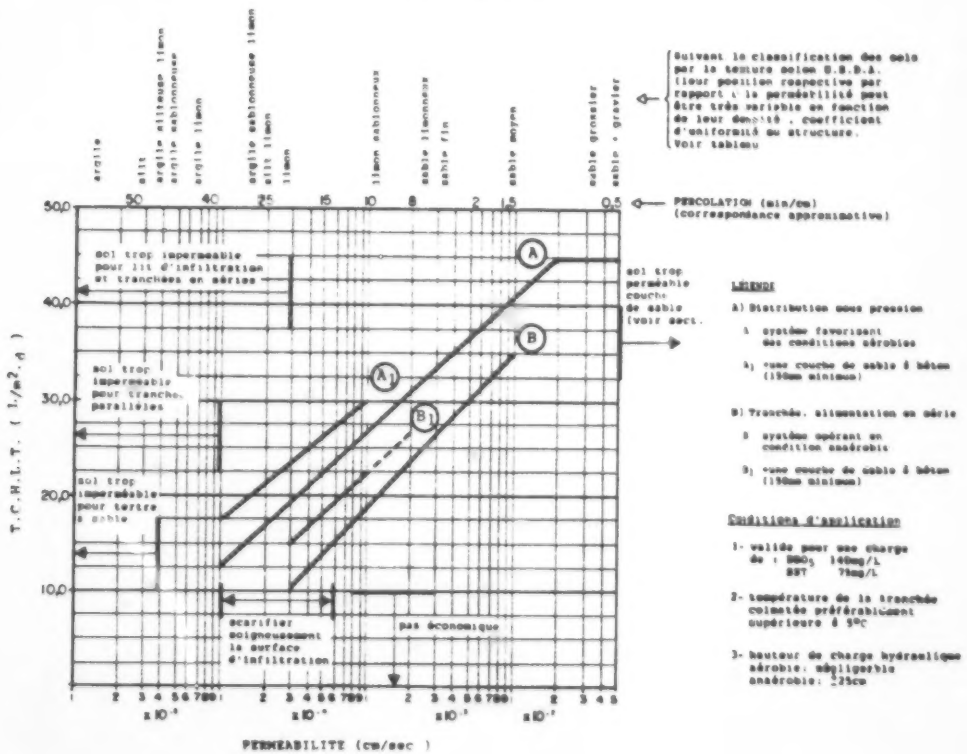
R_c = RESISTANCE HYDRAULIQUE DE LA TRANCHE COLMATEE (d)

B) Le taux de charge hydraulique à long terme (T.C.H.L.T.)

Ces analyses et tests de sol permettent de "caractériser" le sol en vue de lui donner une valeur probable d'un taux de charge hydraulique à long terme (T.C.H.L.T.). Cette transformation empirique pourtant essentielle est de fait complexe, vu le nombre de facteurs qui l'influence (perméabilité du sol - type d'élément épurateur - qualité de l'eau usée, température, ect.). Nous avons donc fixé ceux-ci à des valeurs moyennes afin de relier les valeurs empiriques (T.C.H.L.T.) de la tranche colmatée à certaines mesures des caractéristiques du sol récepteur, soit les tests de perméabilité, de granulométrie et de percolation. Les tests doivent être représentatifs des 300 mm de sol immédiatement sous la surface d'infiltration choisie. Si les caractéristiques de ces 300 mm de sol récepteur varient, on doit alors utiliser les valeurs les plus faibles.

La figure 2.3 qui suit permet de relier les tests de perméabilité et de percolation au T.C.H.L.T. La courbe "A" donne le T.C.H.L.T. pour des conditions majoritairement aérobies (système de distribution sous pression) tandis que la courbe "B" indique des conditions anaérobies au-dessus de la tranche colmatée (tranchée à alimentation en série).

Figure 2.3

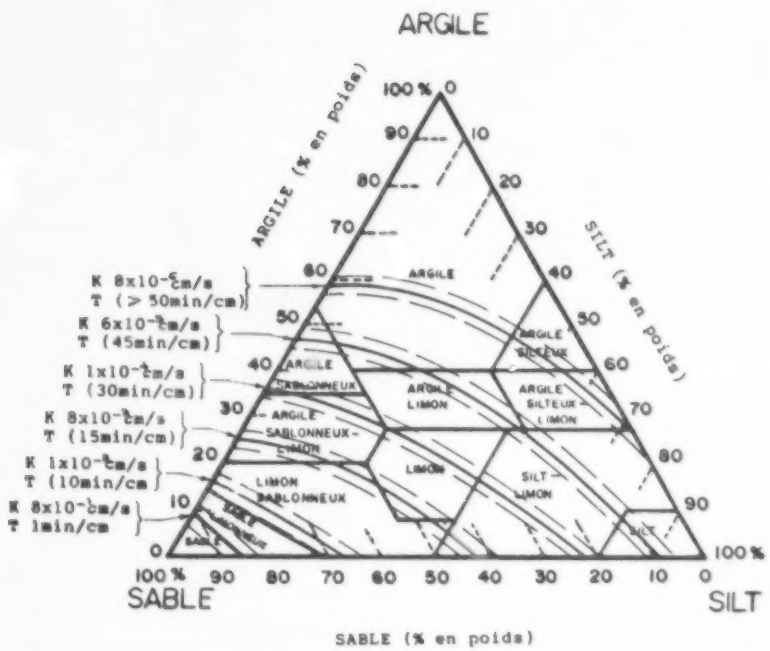


La mesure de la perméabilité d'un sol est une donnée ayant une précision relative, qu'elle soit prise en laboratoire ou in situ. C'est pourquoi il est préférable d'utiliser un deuxième indice, soit la granulométrie.

Nous nous servirons de la classification U.S.D.A. car elle est simple, nécessite seulement le pourcentage de sable, silt et argile et elle est couramment utilisée dans le milieu.

La figure 2.4 suivante nous donne un indice de la perméabilité en fonction de la granulométrie. On s'aperçoit entre autre que la perméablilité du limon peut varier entre 8,0 x 10^{-4} à cm/sec à 5 x 10^{-5} cm/sec environ, selon la granulométrie. Un limon ayant 50% de sable et 10% d'argile devrait avoir une perméabilité légèrement supérieure à 8,0 x 10^{-4} cm/sec alors qu'un limon ayant 30% de sable et 25% d'argile devrait avoir une perméabilité d'environ 1,0 x 10^{-4} cm/sec.

Figure 2.4



On réalise donc que pour un site et une surface d'infiltration donnés, le concepteur aura plusieurs indices de perméabilité, de percolation et de granulométrie. Il doit donc en faire l'interprétation et choisir le T.C.H.L.T. approprié. Le sol récepteur n'est pas un matériau homogène et toute classification est approximative. On doit donc relier cette classification à des valeurs empiriques (T.C.H.L.T.).

Il est donc normal d'avoir une précision relative et c'est là que l'expérience du concepteur entre en jeu.

Celui-ci doit éviter de prendre les valeurs de perméabilité, de percolation et de granulométrie pour des données précises et constantes comme peuvent l'être les données de la résistance de matériaux (acier, béton, etc.).

C) Calcul de la remontée de la nappe phréatique

Cette évaluation du calcul de la remontée de la nappe phréatique sous l'élément épurateur est une information qui, bien que de tout premier plan, demeure pour l'instant inconnue de la majorité des concepteurs québécois et n'est malheureusement utilisée que par quelques initiés.

Le développement de ce calcul de la remontée pouvant à lui seul faire l'objet d'une présentation, nous nous bornerons à vous référer, pour l'instant, à une méthode (Hantush 1967, BRADBURRY 1984 (4) décrite dans le guide.

Qu'il nous soit néanmoins permis d'ajouter les quelques éléments décisionnels suivants:

1. La configuration physique d'un élément épurateur influence directement la nature de cette remontée.
2. Il importe d'évaluer cette remontée sur la durée de vie prévue de l'élément épurateur car la remontée semble, en théorie, indéfinie bien que plus faible et constante après la troisième année.
3. L'étendue horizontale de la nappe phréatique peut de fait se manifester sur plusieurs dizaines de mètres à l'extérieur des limites de l'élément épurateur.

D) Contrôles

Par le biais d'un programme de suivi principalement axé sur l'enregistrement régulier du niveau d'eau dans des piézomètres de contrôle, l'on pourra éventuellement colliger ces données et vérifier in situ l'évaluation théorique de départ.

Les piézomètres sous l'élément épurateur servent à vérifier l'évolution de la nappe phréatique et sa concordance avec les estimés initiaux, ou d'anticiper un problème de remontée éventuelle.

Les piézomètres dans le concassé servent à vérifier l'évolution de la tranche colmatée (les accumulations d'eau au-dessus de celle-ci). Les piézomètres sont donc les seuls moyens d'inspecter et d'évaluer les deux facteurs les plus importants dans le bon fonctionnement d'un élément épurateur. Les piézomètres sont évidemment des outils privilégiés lors du mauvais fonctionnement d'un système. Ils permettent de déterminer rationnellement l'origine du problème.

3.0 LE SYSTEME DE DISTRIBUTION SOUS FAIBLE PRESSION

3.1 Considérations générales

Ce type de réseau de distribution devrait être prioritairement considéré lorsque l'on recherche une distribution uniforme de l'effluent. Otis et al (5) US EPA (6) citent deux (2) avantages majeurs de ce système: meilleur contrôle du taux d'application de la charge hydraulique et l'absence de conditions de saturation ponctuelles ou locales. On arrive à rencontrer ces objectifs

en mettant tout simplement le réseau sous faible pression et en calculant les diamètres des tuyaux et des perforations de manière à balancer les pertes de charge à chaque perforation. Les figures 3.1 et 3.2 illustrent les principales composantes d'un réseau de distribution sous faible pression.

Figure 3.1

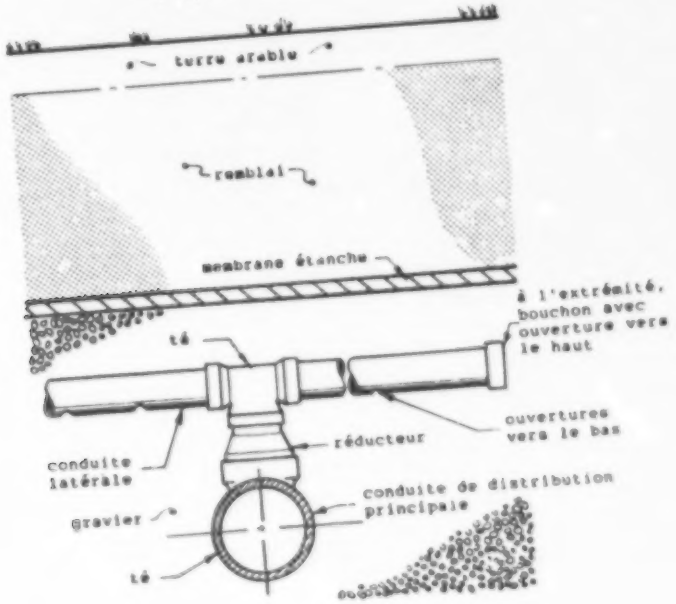
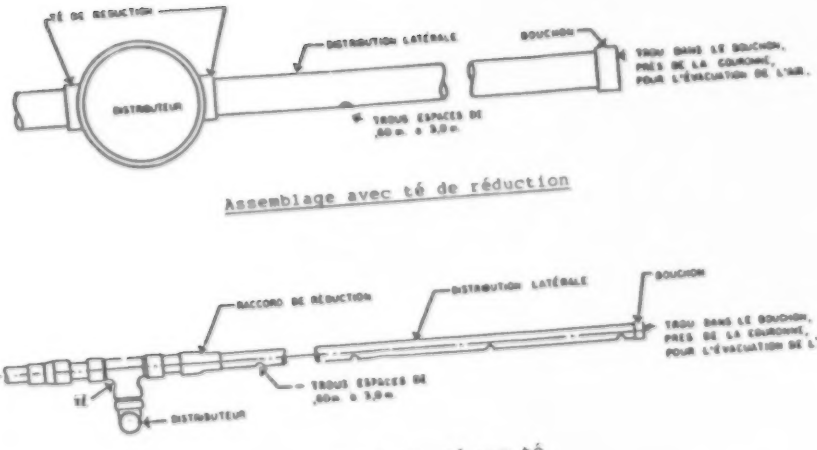


Figure 3.2



DETAILS DE DISTRIBUTION LATERALE
SOUS FAIBLE PRESSION

Otis et al (5) ont résumé "les règles du pouce" devant guider le concepteur dans la conception de ces réseaux de la façon suivante:

- assumer au minimum 60 à 90 cm de hauteur de charge hydraulique à l'extrémité de chacune des sections latérales;
- assumer que 65% à 85% de la perte de charge totale du réseau s'applique au travers des perforations de la tuyauterie de distribution;
- qu'environ 10% à 15% de la perte de charge totale est due au transport du liquide à ces perforations;
- et que le reste (soit 0% à 25%) se manifeste à travers la quicaillerie (té, coude, raccord, etc.).

De plus, ils ont suggéré que pour s'assurer d'une distribution uniforme, le concepteur devrait allouer un temps de dosage de 8 à 10 fois plus long que celui requis pour mettre le réseau en charge et cela au débit d'opération de la pompe. Converse (3) démontra clairement à travers une série d'expériences que cette méthode de distribution offrait une plus grande fiabilité que le réseau de distribution de grand diamètre (7,5 à 10 cm de diamètre), cela en regard principalement à l'uniformité de la distribution.

Nous concluons que cette méthode de distribution est peut-être, selon nous, l'unique alternative valable dans des terrains à sols peu perméables et/ou les dangers de contamination de la nappe d'eau souterraine sont évidents. Qu'il nous soit permis d'élaborer sur quelques conditions types d'utilisation de cette méthode de distribution sous faible pression et pour lesquelles, selon nous, le système de réseau conventionnel à tuyauterie de grands diamètres est à proscrire:

- conditions de terrain où le sol est un sable moyen très perméable (percolation trop rapide);
- là où la nappe phréatique est localisée près de la surface du terrain naturel;
- un site où on identifierait des horizons de sols restrictifs à faible profondeur;
- un site où la pente naturelle est accentuée;
- et enfin, dans le cas où le débit à traiter est important (système commercial, communautaire, etc.).

Ce système de distribution sous pression d'un effluent de fosse septique est actuellement absent des règles de conception québécoises. Nous favorisons clairement son intégration à très court terme comme choix de conception, car l'efficacité d'un tel système ne fait, selon nous, aucun doute.

4.0 EXPERTISE RECENTE D'HYDRO-QUEBEC

L'auteur présente un projet réalisé pour le compte de l'Hydro-Québec (La Grande 4) où on a fait appel à ce type d'élément épurateur et système de distribution sous faible pression.

BIBLIOGRAPHIE

(1) Dubé J.P. - Barabé Y. - "Guide technique sur la conception des installations septiques communautaires (petites agglomérations)" S.Q.A.E. 1989.

(2) Dubé J.P. - Barabé Y. - "Traitement des eaux usées par voie d'infiltration dans le sol". Assise Annuelle AQTE.1988.

(3) Converse, J.C. "Distribution of Domestic Waste Effluent in Soil Absorption Beds" Tans. ASAE, Vol 17, No 2. 1974.

(4) Hantush, M.S. "Growth and Decay of Groundwater - Mounds in Response to Uniform Percolation". Water Resources Research, Vol 3, No. 7. 1967.

(5) Otis, R.J."Design of Pressure Distribution Networks for Septic Tank, Soil Absorption Systems." Small Scale Waste Management Project, University of Wisconsin, Madison. 1976.

(6) E.P.A. "On-site Wastewater Treatment and Disposal Systems", Design Manual. 1980.

A FULL SCALE EVALUATION OF BIOLOGICAL PHOSPHORUS REMOVAL USING A FIXED AND SUSPENDED GROWTH COMBINATION

A.J. Gibb*+, H.G. Kelly*, F.A. Koch,+ and W.K. Oldham+

* Dayton & Knight Consulting Engineers Ltd., P.O. Box 91247
West Vancouver, B.C., Canada, V7V 3N9
+ Department of Civil Engineering, University of British Columbia
Vancouver, B.C., Canada

ABSTRACT

A study was undertaken to assess the feasibility of using a combination trickling filter-activated sludge (fixed growth-suspended growth) treatment process for enhanced biological phosphorus removal from municipal wastewater, and to evaluate the operating conditions at a full scale fixed growth-suspended growth (FGR-SGR) demonstration facility in Salmon Arm, British Columbia, Canada. The results of the study, based on bench scale batch tests and full scale plant data obtained over the first year of operation, indicated that enhanced biological phosphorus removal was established in the combined FGR-SGR process. The phosphate release and uptake rates of the biomass cultured in the full scale FGR-SGR system were generally consistent with the findings of others for activated sludge-type biological phosphorus removal processes. The average plant effluent total phosphorus concentration over nine months of operation was 2.3 mg P/L, compared to an average process influent concentration of 9.6 mg P/L, and the average phosphorus content of the plant mixed liquor suspended solids was 4.4% by dry weight.

KEYWORDS

activated sludge, biological phosphorus removal, enhanced biological phosphorus removal, fixed growth, phosphorus, phosphates, suspended growth, trickling filter, wastewater treatment

INTRODUCTION

The removal of phosphates from municipal wastewater discharged to environmentally sensitive surface waters is fundamental for the prevention of eutrophication. Although chemical precipitation of phosphates is effective, the cost of chemicals and the additional waste solids generated have made biological methods of phosphorus removal increasingly attractive. There is still controversy over the specific biochemical mechanisms involved in biological phosphorus (bio-P) removal, but many researchers agree that the bacteria responsible (bio-P bacteria) release orthophosphate (PO_4) while storing soluble carbon-based substrates under unaerated (anaerobic) conditions, and consume stored carbon substrates while storing PO_4 under subsequent aerated conditions (Siebritz et al., 1983; Comeau et al., 1986; and Wentzel et al., 1986). Current process schematics for bio-P removal as described by Paepke (1985) generally involve modifications to the activated sludge (suspended growth) process,

where the biomass is cultured in suspension in the process liquid (ie. in suspended growth reactors or SGR's).

This study was undertaken to assess the feasibility of using a combination trickling filter-activated sludge (combined fixed growth-suspended growth) treatment process for bio-P removal from municipal wastewater, and to evaluate the operating conditions at a full scale combined fixed growth-suspended growth demonstration facility in Salmon Arm, British Columbia, Canada. Postulated advantages of the combined system include lower aeration costs, process stability added by the trickling filters, and the option of retro-fitting existing trickling filter plants for bio-P removal. A description of the background to process selection and design for the Salmon Arm Water Pollution Control Centre was presented previously by Kelly (1987).

The following paper outlines study results for the first year's operation of the full scale fixed growth-suspended growth demonstration facility at Salmon Arm in the bio-P mode. The potential of the biomass to remove PO_4 effectively was assessed by monitoring full scale plant performance, and by performing bench scale batch tests on grab samples of the plant biomass.

DESCRIPTION OF THE SALMON ARM TREATMENT PLANT

The liquid treatment train at the Salmon Arm Water Pollution Control Centre includes two trickling filters (fixed growth reactors or FGR'S) in series, for the removal of carbonaceous biochemical oxygen demand (FGR 1), and oxidation of ammonia nitrogen (FGR 2). An outline of the available operating modes for the Salmon Arm plant was provided previously by Kelly and Gibb (1989). For the purposes of this study, the nitrifying tower (FGR 2) was inactivated to simplify evaluation of the bio-P process, since nitrates have been shown to be detrimental to bio-P removal (Ekama et al., 1983; Barnard, 1983; and Rabinowitz, 1985). A schematic for the combined FGR-SGR system at Salmon Arm as operated for the duration of this study is given in Figure 1. The anaerobic/aerobic sequence required for bio-P removal is accomplished by the inclusion of an unaerated (anaerobic), fully mixed suspended growth reactor or SGR upstream of FGR 1. Aeration of the effluent from the anaerobic reactor for bacterial PO_4 uptake is achieved by cascade aeration in the FGR and coarse bubble diffused aeration in both the FGR wet well and a relatively small reaeration SGR downstream of the FGR. Settled biological sludge from the secondary clarifiers is recycled to the anaerobic reactor. The process influent consists of domestic sewage only; there are presently no supplementary carbon additions to the process.

The total nominal hydraulic retention time or HRT (ie. process volume/process influent flow rate) for the SGR sequence at Salmon Arm (including the FGR wet well) is approximately 4.2 hours at the average present day flow of 2275 m^3/d (0.5 Imp MGD). The aerated fraction is 60% of the total, giving an aerated nominal HRT of about 2.5 hours (not including the liquid residence time in the FGR media). The FGR-SGR process at Salmon Arm would therefore be classified as a high-rate bio-P removal system, as far as HRT is concerned. The flow rate of return biological sludge from the final clarifiers to the anaerobic reactor was normally maintained at 2275 m^3/d for the duration of the study, giving a recycle (R) to influent

(Q) flow ratio of 1:1, based on the average daily influent flow rate. The plant influent flow rate generally follows a cyclical pattern, with a low flow of 900-1800 m^3/d (0.2-0.4 Imp MGD) in the early to late morning hours, and a high flow of 2700-3200 m^3/d (0.6-0.7 Imp MGD) over the remainder of the day.

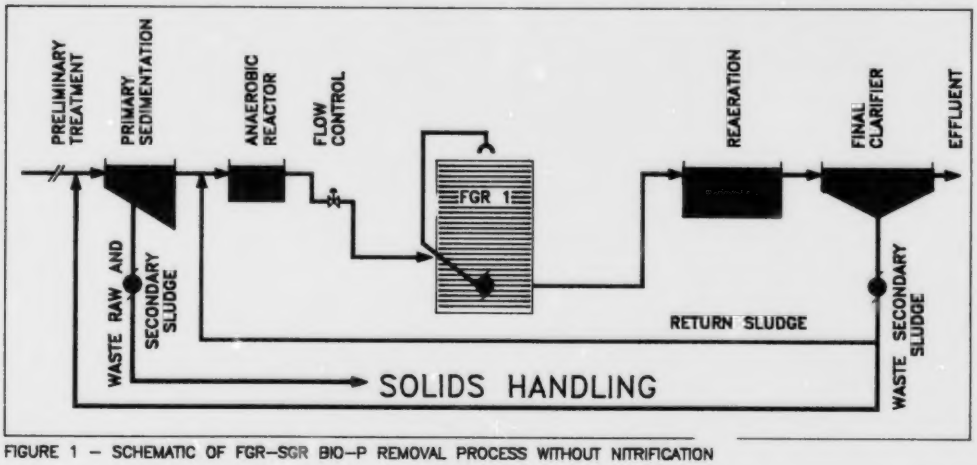


FIGURE 1 – SCHEMATIC OF FGR–SGR BIO–P REMOVAL PROCESS WITHOUT NITRIFICATION

Settled waste activated sludge from the secondary clarifiers is presently diverted into the primary clarifier, where it is thickened and pumped to the solids handling facilities along with the crude sludge. It was recognized that the establishment of bio-P removal in the Salmon Arm system would result in PO_4 release from the waste activated sludge under anaerobic conditions in the primary clarifier, resulting in an increased P load to the bio-P removal process. However, it was decided to assess the potential of the FGR-SGR process to remove P biologically, before addressing the need for separate thickening facilities for the waste activated sludge.

MATERIALS AND METHODS

FULL SCALE MONITORING - WEEKLY TESTING

Full scale monitoring of plant performance for bio-P removal began in June of 1988, and continued through July of 1989. Equipment failures and process upsets associated with retro-fitting of the solids digestion facilities delayed stabilization of process operating conditions until November of 1988.

Plant performance for bio-P removal was assessed at full scale by the analysis of weekly 24 hour composite samples of primary clarifier effluent and plant final effluent for total phosphorus (P), filtered PO_4, total suspended solids (TSS), total five day biochemical oxygen demand (BOD_5), and filtered BOD_5. In addition, weekly grab samples for filtered PO_4 analysis were taken near the

outlets to the primary clarifier, anaerobic reactor, FGR wet well, reaeration reactor, final clarifier, and return sludge (settled biological solids) line. Grab samples were taken during the mid-morning, just prior to the onset of the high (afternoon) flow condition. Portions of the grab samples of primary clarifier effluent were filtered and analyzed for total volatile fatty acids (VFA) and total organic carbon (TOC). Grab samples from the anaerobic and reaeration reactors and return sludge line were also analyzed for TSS and nitrate/nitrite (NOx). Grab samples of dried mixed liquor suspended solids (MLSS) from the reaeration reactor were also analyzed for % P by dry weight on a weekly basis.

BATCH TESTING

Batch tests performed on grab samples of the plant mixed liquor were designed to simulate conditions at the full scale facility, with the exception that aeration was carried out using diffused air only; no bench scale cascade aerator (FGR) was included in the batch tests. All batch tests were conducted at room temperature, approximately one hour after the plant biomass grab samples were obtained. Batch reactors were 2.8 L erlenmeyer flasks with mixing by magnetic stir bars. For batch tests including an anaerobic phase, the flasks were stoppered, and a nitrogen blanket was maintained over the liquid surface to prevent air entrainment. Time zero was taken as soon as the contents of the flask were completely mixed (ie. 30 seconds after the addition of all the constituents). Samples of batch reactor mixed liquor were withdrawn, filtered, and preserved for PO_4 analysis at regular intervals. All batch reactors were analyzed for TSS and NOx at T=0. After the designated anaerobic period was complete, the stopper was withdrawn and a fine bubble diffuser was inserted; aeration was normally continued until the bulk solution PO_4 concentration was less than 0.5 mg P/L. A brief description of the individual batch tests is provided below, and a summary of batch test parameters is given in Table 1. All batch tests were conducted at least twice to assess reproducibility of results.

BATCH TEST #1-SODIUM ACETATE AS SUBSTRATE

In August of 1988, approximately 3 months after the Salmon Arm plant began operation in the bio-P mode, Batch Test #1, using sodium acetate as substrate in the anaerobic phase, was conducted on a grab sample of plant mixed liquor taken near the outlet to the reaeration reactor. The purpose of Batch Test #1 was to determine whether organisms capable of bio-P removal were established in the FGR-SGR system. The experimental reactor (#1a) received a concentrated solution of sodium acetate at T=0 to give an initial bulk liquid concentration of 75 mg acetate/L (30 mg/L as C), while the control reactor (#1b) received no substrate addition. The anaerobic phase for both reactors was 3 hours. The sampling interval for Batch Test #1 was ten minutes; all the samples from reactor #1a were analyzed for filtered PO_4 and TOC, and the samples taken at T=90 and T=180 minutes were analyzed for total VFA. The samples from reactor #1b were analyzed for PO_4 only. A duplicate run of Batch Test #1 was made in October of 1988, with the exception that the acetate addition for Test #1a, run #2, was 100 mg acetate/L (40 mg/L as C).

TABLE 1 - SUMMARY OF BATCH TEST PARAMETERS

BATCH TEST#	RUN #	INITIAL CONDITIONS (@ T=0)	LENGTH OF ANAEROBIC PHASE (MIN)	FLOW CONDITION	SOURCE OF BIOMASS SAMPLE
1a	1	ADDED 75 mg/L ACETATE	180	MORNING LOW FLOW	REAERATION REACTOR
	2	ADDED 100 mg/L ACETATE			
1b	1	NO ADDITIONS	180	MORNING LOW FLOW	REAERATION REACTOR
	2				
2a	1 TO 4	1.4 L PRIMARY EFFLUENT TO 1.4 L RETURN SLUDGE	50	MORNING LOW FLOW	RETURN SECONDARY SLUDGE LINE
	5 & 6	1.2 L PRIMARY EFFLUENT TO 1.6 L RETURN SLUDGE	55		
2b	1 TO 4	1.4 L PRIMARY EFFLUENT TO 1.4 L RETURN SLUDGE	50	AFTERNOON HIGH FLOW	RETURN SECONDARY SLUDGE LINE
	5 & 6	1.6 L PRIMARY EFFLUENT TO 1.2 L RETURN SLUDGE	45		
3	1 & 2	NO ADDITIONS	N/A	AFTERNOON HIGH FLOW	REAERATION REACTOR
4a	1 & 2	ADDED 90 mg/L PO4	N/A	MORNING LOW FLOW	ANAEROBIC REACTOR
4b	1 & 2	ADDED 90 mg/L PO4	N/A	AFTERNOON HIGH FLOW	

BATCH TEST #2-PRIMARY EFFLUENT AS SUBSTRATE

Batch Test #2, using primary clarifier effluent as substrate in the anaerobic phase, was conducted on grab samples of return sludge (settled biological solids) taken from the recycle line between the final clarifiers and the anaerobic reactor. The purpose of Batch Test #2 was to assess actual operating conditions at the full scale plant. The relative volumes of return sludge and primary clarifier effluent added to each batch reactor were based on the plant influent flow rate (Q) and return sludge flow rate (R) under study. All reactors for Batch Test #2 were sampled and analyzed at ten minute intervals for PO_4. The grab samples used for the runs of Batch Test #2a were obtained during the morning low flow condition (Q=1800 m^3/d, R=2275 m^3/d), and the grab samples used for the runs of Batch Test #2b were obtained during the afternoon high flow condition (Q=3200 m^3/d, R=2275 m^3/d). The length of the anaerobic phase was based on the actual anaerobic HRT that would occur in the full scale plant for the Q and R under study. Runs for Batch Test #2 were conducted six times over the period February 1989 to August 1989. For runs #1-#4, the simulated influent flow rate Q was the average plant daily influent flow of 2275 m^3/d for both morning (#2a) and afternoon (#2b) tests; for runs #5 and #6, the simulated Q was 1800 m^3/d for test #2a, and 3200 m^3/d for test #2b. The simulated recycle flow rate R was always 2275 m^3/d. Due to an equipment malfunction, there was no nitrogen blanket for the anaerobic phase of run #6.

BATCH TESTS #3 AND #4-AERATION OF MIXED LIQUOR

Batch tests were also conducted to assess the time required for complete PO_4 uptake in the full scale plant during the afternoon high flow condition (Batch test #3-Extension of Aeration Time), and to determine the capability of the plant biomass to remove excess amounts of PO_4 under aerobic conditions (Batch Test #4-Excess PO_4 Removal Capacity). For Batch Test #3, a sample of mixed liquor was taken near the outlet to the reaeration reactor during the afternoon high flow, and the sample was aerated in a batch reactor until the bulk solution filtered PO_4 concentration was less than 0.2 mg/L. The sampling interval for Batch Test #3 was 10 minutes. Two runs for Batch Test #3 were conducted, one in August 1988 and one in October 1988. Batch Test #4 was conducted on grab samples of mixed liquor taken near the outlet to the anaerobic reactor. At T=0, a concentrated solution of potassium phosphate was added to give an initial bulk solution PO_4 concentration of approximately 100 mg P/L. The reactor contents were then aerated for 3.5-4.5 hours, to estimate the PO_4 removal capacity of the plant biomass. Tests #4a and #4b were conducted on biomass samples taken during the morning low flow and afternoon high flow conditions, respectively. The sampling interval for Batch Test #4 was thirty minutes. There were two runs for Batch Test #4, one in June 1989 and one in August 1989.

RESULTS AND DISCUSSION

FULL SCALE PLANT PERFORMANCE - WEEKLY TESTING

Once operating procedures for the FGR-SGR bio-P process at Salmon Arm were established and system operation was stabilized, the system proved relatively simple to operate, and the process recovered quickly from short term upsets such as power and equipment failures. The results of weekly testing at full scale are summarized in Table 2, and plotted in Figure 2. The data reported in Table 2 were recorded from November 1988 to July 1989, after process operation was stabilized.

TABLE 2 - SUMMARY OF RESULTS - FULL SCALE PLANT OPERATING DATA - NOV/88 - JUL/89

PARAMETER (BASED ON 24 HOUR COMPOSITE SAMPLES)	PRIMARY CLARIFIER EFFLUENT			PLANT FINAL EFFLUENT			% REMOVAL		
	AVG CONC (mg/L)	SAMPLE N	95 % CONFIDENCE INTERVAL	AVG CONC (mg/L)	SAMPLE N	95 % CONF INTERVAL	AVG	SAMPLE N	95 % CONF INTERVAL
TOTAL P (as P)	9.6	22	+/- 1.5	2.3	25	+/- 0.4	78	22	+/- 4.1
FILTERED PO4 (as P)	4.7	22	+/- 0.6	1.7	25	+/- 0.4	65	22	+/- 6.6
TOTAL SUSP SOLIDS	116	33	+/- 23	8.0	30	+/- 1.4	91	30	+/- 3.4
TOTAL BOD5	122	32	+/- 10.5	8.9	27	+/- 1.3	93	27	+/- 1.4
FILTERED BOD5	46	32	+/- 5.1	5.6	32	+/- 0.4	87	32	+/- 2.6

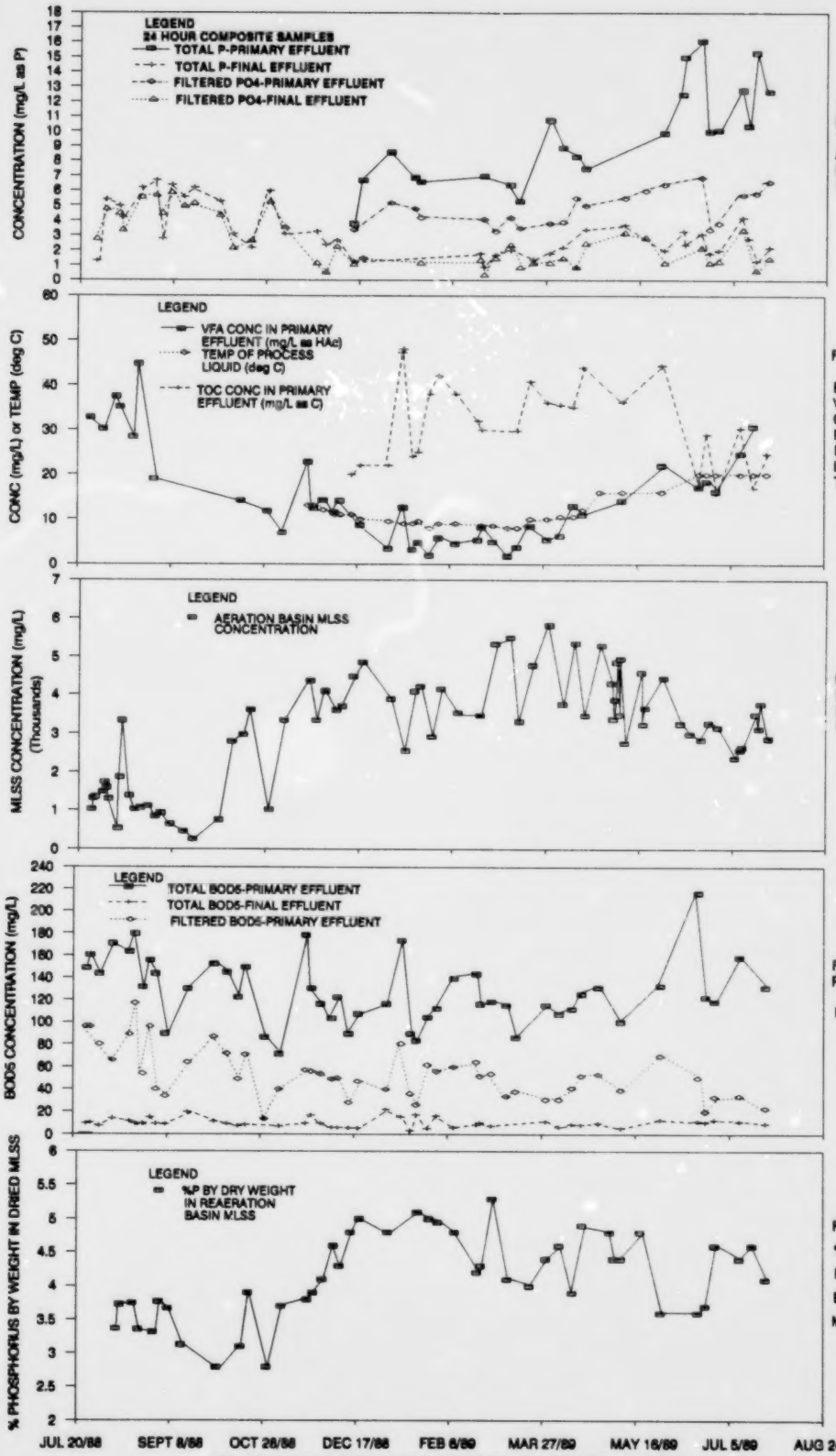


FIGURE 2a PLANT TOTAL P AND FILTERED PO4 DATA

FIGURE 2b PRIMARY EFFLUENT VFA AND TOC CONC AND REAERATION BASIN LIQUID TEMP

FIGURE 2c REAERATION BASIN MLSS

FIGURE 2d PLANT BOD5 DATA

FIGURE 2e % P IN REAERATION BASIN MLSS

FIGURE 2 - FULL SCALE PLANT OPERATING DATA - JUN/88 - JUL/89

The concentrations of total P and filtered PO_4 in the 24 hour composite samples of primary clarifier effluent and plant final effluent are outlined in Figure 2a. As shown in Figure 2a, total P removal from the primary clarifier effluent ranged as high as 14 mg P/L during the period June 1989 to July 1989, when process P loading was highest. Process organic loading-measured as total VFA (as acetic acid) and TOC (as C)-in the grab samples of primary clarifier effluent, together with the temperature of the process liquid (measured in the reaeration reactor) are shown in Figure 2b. The lower VFA concentrations recorded at the colder winter temperatures (December 1988 to March 1989) were probably due to a reduction in fermentation activity in the sewage collection system and primary clarifiers at the lower liquid temperatures. Figures 2a and 2b indicate that the period of lowest primary effluent VFA concentration coincided with the period of lowest process P loading; effluent total P and PO_4 concentrations did not increase during the period of low influent VFA concentration, as final effluent concentrations were generally in the range 1-3 mg P/L for total P and 1-2 mg P/L for filtered PO_4, regardless of process P load. The operating MLSS in the reaeration reactor is shown in Figure 2c; the low MLSS values recorded during the fall of 1988 (less than 1000 mg/L) were due to an equipment malfunction. The settleability of the MLSS was consistently good, as the average 30 minute sludge volume index (SVI) was 68 mL/g (+/- 8 mL/g) over the period March 1989 to August 1989. Total and filtered BOD_5 in the primary clarifier effluent and total BOD_5 in the plant final effluent are shown in Figure 2d. The % P by weight in the dried reaeration basin MLSS is shown in Figure 2e; after the MLSS concentration was stabilized in early November of 1988 (Figure 2c), the average % P by weight in the dried MLSS was 4.4%, or 6.3% of the volatile (MLVSS) weight. Similar dry weight P contents have been reported by others for the suspended solids from activated sludge (SGR) bio-P systems at lab scale (Mino et al., 1987-6.3% of MLVSS), pilot scale (Comeau et al., 1987-4.1% of MLSS), and full scale (Pitman et al., 1983-5% of MLSS). The relatively low P content of the MLSS (3.6%) observed from late May 1989 to mid June 1989 (Figure 2e) coincides with a brief period of process upset, when plant influent flows rose to 4550 m^3/d (1 Imp MGD), due to water infiltrating a fracture in the sewage collection system.

The average specific PO_4 release and uptake rates at full scale, computed from mass balances using weekly grab sample results from November 1988 to July 1989, are summarized in Table 3. As shown in Table 3, the average specific PO_4 uptake rate was considerably higher in the FGR (7.7 mg P/hr/g MLSS) than in the reaeration reactor (1.2 mg P/hr/g MLSS), indicating that cascade aeration in the FGR provided a favorable environment for bacterial PO_4 uptake. An initial rapid rate of PO_4 uptake followed by a second slower PO_4 uptake rate was also observed by Nicholls et al. (1987), at a full scale activated sludge (SGR) bio-P facility in Johannesburg, South Africa. The average specific rates of anaerobic PO_4 release (2.7 mg P/hr/g MLSS) and total combined aerobic PO_4 uptake (2.4 mg P/hr/g MLSS) for the FGR-SGR system at Salmon Arm (Table 3) are similar to the values of 2.5-3 mg P/hr/g TSS for anaerobic release and 2.3-4 mg P/hr/g TSS for aerobic uptake reported by Malnou et al. (1984), for a pilot scale activated sludge (SGR) bio-P removal system receiving

domestic sewage spiked with meat extract, skimmed milk powder, and peptone.

TABLE 3 - AVERAGE PO4 RELEASE AND UPTAKE RATES - NOV/88 TO JUL/89

	ANAEROBIC ZONE		AEROBIC ZONE - PO4 UPTAKE RATES					
	PO4 RELEASE RATES		FGR		REAERATION REACTOR		TOTAL COMBINED	
	(mg/L/hr)	(mg/hr/gMLSS)	(mg/L/hr)	(mg/hr/gMLSS)	(mg/L/hr)	(mg/hr/gMLSS)	(mg/L/hr)	(mg/hr/gMLSS)
AVERAGE	8.8	2.7	27.9	7.7	4.1	1.2	8.5	2.4
95 % CONFIDENCE INTERVAL	+/- 1.9	+/- 0.7	+/- 5.4	+/- 2.0	+/- 1.1	+/- 0.4	+/- 1.6	+/- 0.6
SAMPLE N	27	25	27	26	27	26	27	26

Specific PO_4 release rates in the Salmon Arm plant from June 1988 to July 1989 (excluding the period where the operating MLSS concentration was less than 1000 mg/L) are plotted against process organic loading (measured as total VFA in the primary clarifier effluent) in Figure 3. As shown in Figure 3, the specific PO_4 release rate in the anaerobic reactor showed an approximately linear increase with increasing primary clarifier effluent VFA concentration. No correlation was found between specific PO_4 release rate and primary clarifier effluent TOC concentration; the lack of correlation may be due to the fact that TOC analysis does not address the variable nature of soluble organic substrates. The degree of anaerobic PO_4 release in bio-P removal systems has previously been shown to depend on the concentration and nature of organic substrate (eg. acetate) added to the anaerobic phase (Rabinowitz, 1985; Wentzel et al., 1987; and Comeau et al., 1987). Specific PO_4 uptake rates for the entire aerated sequence (FGR plus reaeration reactor) are plotted against specific PO_4 release rates in the anaerobic reactor in Figure 4. It appears that the observed seasonal increase in process influent VFA concentration from winter to summer (Figure 2b) led to an approximately linear increase in specific PO_4 release rates in the anaerobic reactor (Figure 3), which in turn caused a linear increase in aerobic specific PO_4 uptake rates (Figure 4). Long term fluctuations in process influent VFA concentration seemed to have a significant effect on bacterial PO_4 release and uptake rates. No correlation was found between plant effluent total P, effluent filtered PO_4, total P removed or filtered PO_4 removed from the process influent and either VFA or filtered TOC concentration in the primary clarifier effluent. The observed concentration of NOx in the return sludge stream was always less than 1 mg N/L.

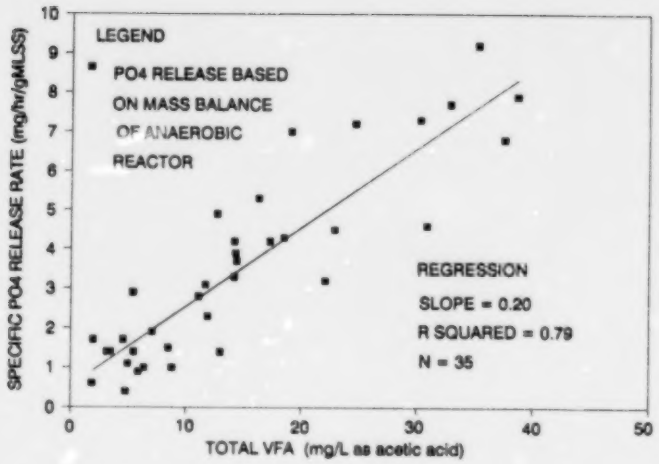


FIGURE 3-SPECIFIC ANAEROBIC PO4 RELEASE RATE VS PRIMARY CLARIFIER EFFLUENT VFA CONCENTRATION

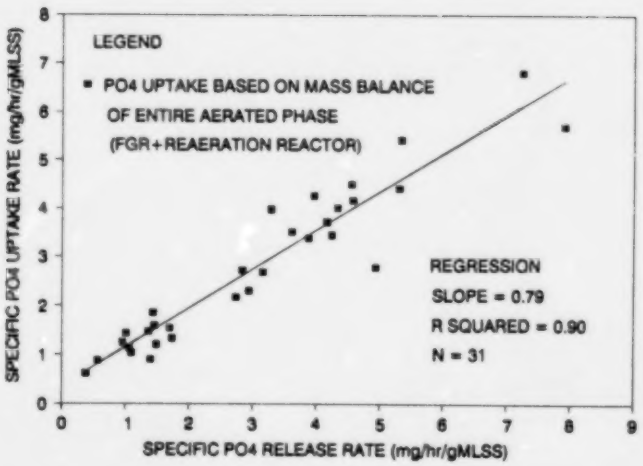


FIGURE 4-SPECIFIC AEROBIC PO4 UPTAKE RATE VS SPECIFIC ANAEROBIC PO4 RELEASE RATE

BATCH TESTING

BATCH TEST #1-SODIUM ACETATE AS SUBSTRATE

The results of the two runs for Batch Test #1, using sodium acetate as substrate in the anaerobic phase of the experimental reactor, are summarized in Table 4. The results for run #1 are plotted in Figure 5. As shown in Figure 5, the response to acetate addition in reactor #1a indicated that the organisms necessary for bio-P removal were well established in the FGR-SGR system at Salmon Arm. PO_4 release of nearly 30 mg/L (as P) was observed over a 3 hour anaerobic phase in reactor #1a, with the simultaneous uptake of all the added acetate (plotted as TOC in Figure 5). PO_4 release in reactor #1b (no acetate added) was only 3.5 mg P/L for a 3 hour anaerobic phase.

TABLE 4 - SUMMARY OF RESULTS - BATCH TEST #1

BATCH TEST #	RUN #	MLSS CONC (mg/L)	ANAEROBIC ZONE						AEROBIC ZONE			
			PO4 RELEASE RATES				MOL P REL: MOL ACETATE UPTAKE		PO4 UPTAKE RATES			
			(mg/L/hr)		(mg/hr/gMLSS)				(mg/L/hr)		(mg/hr/gMLSS)	
			PHASE		PHASE		PHASE		PHASE		PHASE	
			1	2	1	2	1	2	1	2	1	2
1a	1	2190	16.6	4.2	7.6	1.9	0.74	0.96	19.3	4.0	8.8	1.8
	2	3740	24.5	5.8	6.6	1.6	0.72	0.88	20.9	-	5.6	-
	AVG	2970	20.9	5.0	7.1	1.8	0.73	0.92	20.1	-	7.2	-
	STD DEV	1100	5.6	1.1	0.7	0.2	0.01	0.06	1.1	-	2.3	-
1b	1	2190	1.1	-	0.5	-	-	-	18.7	-	4.0	-
	2	3830	2.2	-	0.6	-	-	-	14.2	-	3.7	-
	AVG	3010	1.7	-	0.6	-	-	-	16.5	-	3.9	-
	STD DEV	1160	0.8	-	0.1	-	-	-	3.3	-	0.2	-

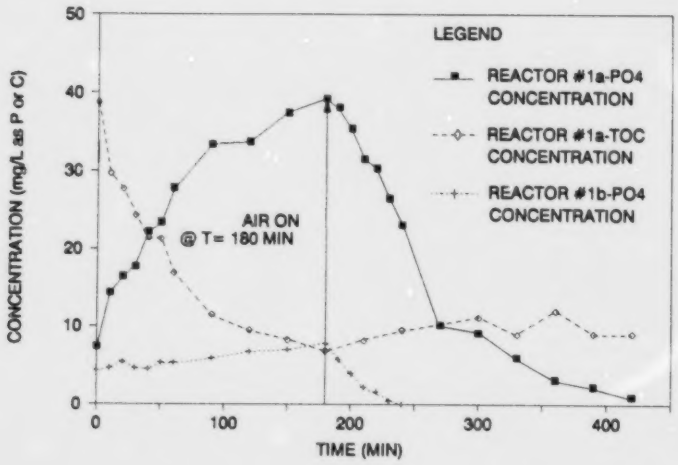


FIGURE 5 - BATCH TEST #1 - ACETATE AS SUBSTRATE

Study of Figure 5 shows that the rates of PO_4 release and acetate uptake slowed significantly at approximately T=90 minutes; the initial rapid and subsequent slower rates of PO_4 release are designated phase 1 and phase 2, respectively, in Table 4. The concentration of acetic acid was 12 mg/L (as acetic acid) at T=90, indicating that bacterial PO_4 release was not substrate limited at this point. At T=180 minutes, acetic acid was not detected. Bacterial PO_4 release was probably not limited by exhaustion of intracellular P reserves at T=90, since 12 mg/L of acetate were taken up after T=90. The NOx concentration in both batch reactors was less than 1 mg N/L at T=0, so acetate removal could not have been due to denitrification after T=90. As shown in Table 4, the average molar ratios of PO_4 release (as P) to acetate uptake for the biomass cultured in the FGR-SGR system at Salmon Arm were 0.7 mol P release per mol acetate uptake, and 0.9 mol P release per mol acetate uptake, for the phase 1 and phase 2 rates, respectively. Recent investigations of bio-P kinetics by Wentzel et al. (1987) showed that there were two distinct rates of P release/acetate uptake in the anaerobic zone. The two rates reported by Wentzel were characterized by two distinct molar ratios of soluble P release to acetate uptake; the ratios were 1.08 mol P release per mol acetate uptake for the initial rapid (phase 1) P release rate, and 1.82 mol P release per mol acetate uptake for the subsequent slower (phase 2) P release rate. Molar ratios of P release to acetate uptake reported by others range from 0.5 mol P release per mol acetate uptake (Tracy and Flammino, 1987) to 1.6 mol P release per mol acetate uptake (Comeau et al., 1987). Under aerobic conditions in reactor #1a for run #1, two distinct rates of PO_4 uptake were also observed (Table 4, Figure 5). The initial rapid (phase 1) specific PO_4 uptake rate was 8.8 mg P/hr/g MLSS, and the slower (phase 2) uptake rate was 1.8 mg P/hr/g MLSS; the two-phase PO_4 uptake rates were similar to the average specific PO_4 uptake rates reported

earlier in Table 3 for the FGR (7.7 mg P/hr/g MLSS) and reaeration reactor (1.2 mg P/hr/g MLSS). As shown in Table 4, the two-phase PO_4 uptake was not repeated in run #2. The average specific PO_4 uptake rates were higher for the reactors receiving acetate (#1a:average=7.2 mg P/hr/g MLSS) than for the control reactors (average=3.9 mg P/hr/g MLSS). The reasons for the changes in PO_4 release and uptake kinetics in the anaerobic and aerobic phases, respectively, are presently unknown. In any case, the above results confirmed that the FGR-SGR system at Salmon Arm was capable of sustaining the organisms required for bio-P removal, and the response observed in reactor #1a was generally consistent with the findings of others for activated sludge-type (SGR) bio-P removal systems.

BATCH TEST #2-PRIMARY EFFLUENT AS SUBSTRATE

The results for the six runs of Batch Test #2, using primary clarifier effluent as substrate in the anaerobic phase, are summarized in Table 5.

TABLE 5 - SUMMARY OF RESULTS - BATCH TEST #2

BATCH TEST #	RUN # AND DATE	MLSS CONC (mg/L)	TOC IN PRIM EFFL (mg/L as C)	PO4 CONC @ T=0 (mg/L)	ANAEROBIC ZONE						AEROBIC ZONE				
					PO4 RELEASE RATES (mg/L/hr) PHASE		PO4 RELEASE RATES (mg/hr/gMLSS) PHASE		TOTAL PO4 RELEASED (mg/L)	TOTAL PO4 RELEASED (mg/gMLSS)	PO4 UPTAKE RATES (mg/L/hr)	PO4 UPTAKE RATES (mg/hr/gMLSS)	TOTAL PO4 UPTAKE (ie to < 0.5 mg/L) (mg/L)	TOTAL PO4 UPTAKE (ie to < 0.5 mg/L) (mg/gMLSS)	TIME REQUIRED (MIN)
					1	2	1	2							
2a AM	1 21/02/89	5760	-	6.8	8.4	1.4	1.5	0.2	3.7	0.6	31.5	5.5	10.4	1.8	20
	2 14/03/89	4100	34.1	2.1	-	3.1	-	0.8	3.1	0.5	18.0	4.4	5.1	1.3	20
	3 15/03/89	5280	32.2	2.6	12.0	3.9	2.3	0.7	4.6	0.9	17.7	3.3	7.1	1.4	30
	4 17/03/89	4420	24.7	3.5	9.6	3.0	2.2	0.7	3.8	0.8	20.4	4.6	7.0	1.6	30
	5 18/05/89	4280	-	7.4	21.0	2.7	4.9	0.6	5.5	1.3	21.5	5.0	12.7	3.0	45
	*6 11/08/89	2140	-	9.7	20.2	-	9.4	-	9.0	4.2	14.6	6.8	18.3	8.5	75
	AVG	4330	30.3	5.4	14.2	2.8	4.1	0.6	4.4	1.4	20.6	4.9	10.1	2.9	37
	95% CONF INTERVAL	+/- 1250	+/- 9.2	+/- 3.1	+/- 6.9	+/- 1.0	+/- 3.8	+/- 0.2	+/- 2.2	+/- 1.4	+/- 5.8	+/- 1.2	+/- 4.9	+/- 2.8	+/- 21
	SAMPLE N	6	3	6	5	5	5	5	6	6	6	6	6	6	6
2b PM	1 21/02/89	3240	-	3.3	15.0	5.6	4.6	1.7	5.3	1.8	23.1	7.1	8.5	2.7	30
	2 14/03/89	3880	46.9	2.3	14.4	5.3	3.7	1.4	5.9	1.5	22.2	5.7	8.0	2.1	30
	3 16/13/89	4320	37.5	3.4	12.0	2.8	4.8	1.1	5.2	1.2	14.2	3.3	8.5	2.0	40
	4 16/03/89	4610	38.3	3.8	16.8	3.0	5.7	1.2	6.6	1.4	14.7	3.2	10.2	2.2	50
	5 18/05/89	4340	-	11.6	21.3	4.1	4.9	0.9	8.6	2.0	14.9	3.5	20.2	4.7	85
	*6 11/08/89	2100	-	12.5	15.4	8.0	7.3	3.8	10.6	4.8	10.5	5.0	22.7	10.8	135
	AVG	3750	40.9	6.2	15.8	4.8	5.2	1.7	7.1	2.1	16.7	4.6	13.0	4.1	61
	95% CONF INTERVAL	+/- 940	+/- 9.6	+/- 4.6	+/- 3.1	+/- 1.9	+/- 1.2	+/- 1.1	+/- 2.2	+/- 1.4	+/- 4.9	+/- 1.6	+/- 6.6	+/- 3.4	+/- 40
	SAMPLE N	6	3	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6

* NO NITROGEN BLANKET FOR ANAEROBIC PHASE OF RUN #6

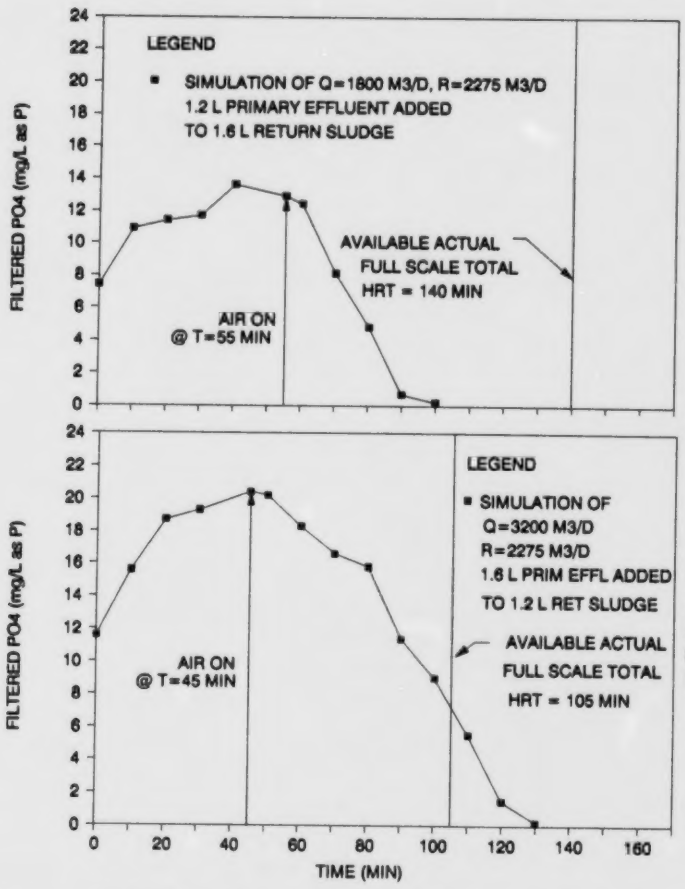


FIGURE 6a
BATCH TEST #2a
MORNING FLOW
SIMULATION
RUN #5

FIGURE 6b
BATCH TEST #2b
AFTERNOON FLOW
SIMULATION
RUN #5

FIGURE 6 - BATCH TEST #2-PRIMARY EFFLUENT AS SUBSTRATE

The results for run #5 of Batch Test #2 are shown in Figures 6a and 6b, for simulations of the morning low flow (#2a) and afternoon high flow (#2b) conditions, respectively. The approximate actual HRT's available in the full scale plant at the Q and R flows simulated are also shown on the figures. Figure 6a indicates that, at the low flow condition, the available actual aerobic HRT of 85 minutes was more than adequate for complete PO_4 uptake, since virtually all the PO_4 had disappeared from solution after only 45 minutes of aeration in the batch reactor. However, for the high flow condition (Figure 6b), 85 minutes of aeration were required for complete PO_4 uptake in the batch reactor, and only 60 minutes of actual aerated HRT were available in the full scale plant at the higher flow rate. As shown in Table 5, inadequate PO_4 uptake within the actual full scale available aerobic HRT in the aerated phase of Batch Test #2 was observed in runs #5b and #6b only. Table 5 also indicates that the initial PO_4 concentration and total PO_4 released in the anaerobic phase were higher for runs #5 and #6 than for runs #1-#4 (exception-PO_4 concentration @ T=0 for #2a run #1). An

increase in P loading to the anaerobic phase, together with an increase in total anaerobic PO_4 release, therefore appear to be the causes of the additional time required for complete PO_4 uptake in runs #5b and #6b. Batch Tests #1-#4 were conducted in March 1989, while Batch Tests #5 and #6 were conducted in May 1989, and August 1989, respectively (Table 5). As discussed earlier, both process P loading and primary clarifier effluent VFA concentration were higher during the period May 1989 to July 1989 than during March of 1989 (Figures 2a & 2b); a higher specific PO_4 release would be expected for Batch Tests #5 and #6 than for Batch Tests #1-#4, since increasing VFA concentration was previously shown to cause an increase in specific PO_4 release rate (Figure 3).

As shown in Table 5, a longer time was required for complete PO_4 uptake (ie. to less than 0.5 mg P/L) in each of the afternoon simulations than for the corresponding morning simulation. Study of Figures 6a and 6b shows that, although the actual (full scale) anaerobic HRT was longer in the morning (55 minutes) than in the afternoon (45 minutes), the PO_4 release was greater in the afternoon (8.8 mg P/L) than in the morning (5.5 mg/L). As shown in Table 5, the total specific anaerobic PO_4 release for the six runs was lower for each morning test (#2a) than for the corresponding afternoon test (#2b). Filtered TOC measurements performed on the primary clarifier effluent grab samples used in runs #2-#4 (Table 5) show that the soluble organic load to the process was consistently higher in the afternoon (#2b:avg TOC=40.9 mg C/L) than in the morning (#2a:avg TOC=30.3 mg C/L). It therefore seems likely that an increase in primary effluent organic substrate concentration from morning to afternoon was responsible for the elevated PO_4 release observed in the afternoon batch tests. Average specific PO_4 uptake rates were 4.9 mg P/hr/g MLSS for test #2a and 4.6 mg P/hr/g MLSS for test #2b (Table 5), indicating that, for the batch test simulations using primary clarifier effluent as substrate, short term fluctuations in filtered TOC loading to the anaerobic phase did not significantly affect aerobic specific PO_4 uptake rates.

BATCH TESTS #3 AND #4 - AERATION OF MIXED LIQUOR

The results of the two runs for Batch Test #3 (Extension of Aeration Time) are shown in Figure 7 and summarized in Table 6. As shown in Figure 7, an additional 40 minutes of aeration was sufficient for PO_4 uptake to a bulk liquid concentration below the detection limit of 0.2 mg P/L for both runs of Batch Test #3. The average specific PO_4 uptake rate of 2.6 mg P/hr/g MLSS observed for the two runs of Batch Test #3 (Table 6) was higher than the average specific uptake rate of 1.2 mg P/hr/g MLSS observed over the reaeration reactor in the full scale plant; however, the sample size was much smaller for Batch Test #3 (n=2) than for the full scale data (n=26).

The results of Batch Test #4 (Excess PO_4 Removal Capacity) are summarized in Table 6, and plotted in Figure 8. Results indicate that the biomass cultured in the FGR-SGR system at Salmon Arm had a capacity for PO_4 uptake considerably in excess of that required to remove the design plant influent average of 7-8 mg total P/L. As shown in Table 6, aeration of the samples taken at the morning low flow (#4a) for 3.5-4.5 hours resulted in an average total PO_4 uptake of 72 mg P/L, and uptake was still occurring when the tests

were discontinued. For the afternoon samples (#4b), an average of 45 mg P/L was removed during a 3.5 hour aeration period. For all runs of Batch Test #4, two rates of PO_4 uptake were observed (designated phases 1 and 2 in Table 6), similar to the pattern reported earlier for Batch Test #1a, run #1. As shown in Figure 8, for test #4b, run #1, at some point between T=150 and T=210 minutes, the afternoon biomass sample began to re-release PO_4. Re-release of PO_4 by the biomass from bio-P removal systems during aeration under endogenous conditions has also been observed by others. Suggested explanations for the re-release of PO_4 include bacterial degradation of intracellular P reserves for maintenance energy (Comeau et al., 1987), and P release due to cell lysis (Wentzel et al., 1987). For run #2 of Batch Test #4b, re-release of PO_4 did not occur (Figure 8).

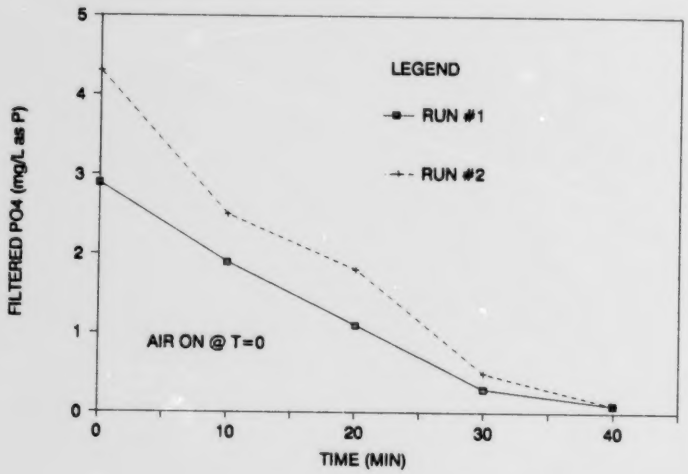


FIGURE 7 - BATCH TEST #3 - EXTENSION OF AERATION TIME

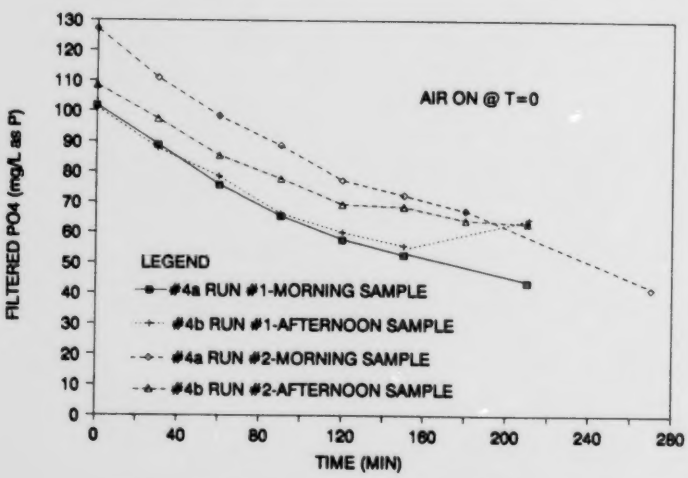


FIGURE 8 - BATCH TEST #4 - EXCESS PO4 REMOVAL CAPACITY

TABLE 6 - SUMMARY OF RESULTS - BATCH TESTS #3 & #4

BATCH TEST #	RUN # AND DATE	MLSS CONC (mg/L)	PO4 CONC @ T=0 (mg/L)	AEROBIC ZONE						
				PO4 UPTAKE RATES (mg/L/hr)		PO4 UPTAKE RATES (mg/hr/gMLSS)		TOTAL PO4 UPTAKE (ie to < 0.5 mg/L)		
				PHASE		PHASE		(mg/L)	(mg/gMLSS)	TIME REQUIRED (MIN)
				1	2	1	2			
3	1 21/08/88	1930	2.9	-	4.2	-	2.2	2.8	1.5	40
	2 12/10/88	2070	4.3	-	6.3	-	3.0	4.2	2.0	40
	AVG	2000	3.6	-	5.3	-	2.6	3.5	1.8	40
	STD DEV	99	1.0	-	1.3	-	0.5	0.9	0.4	0
4a	1 07/06/89	3390	102	24.3	10.9	7.2	3.2	58.2	17.2	210
	2 09/08/89	2870	127	25.0	14.3	8.7	5.0	85.8	29.9	270
	AVG	3130	115	24.8	12.6	8.0	4.1	72.0	23.5	240
	STD DEV	370	18	0.4	2.4	1.1	1.3	19.5	9.0	42
4b	1 07/06/89	2870	101	23.1	10.5	8.1	3.7	45.2	15.7	150
	2 09/08/89	2140	109	19.7	4.1	9.2	1.9	45.5	21.3	210
	AVG	2510	105	21.4	7.3	8.7	2.8	45.4	18.5	180
	STD DEV	520	5	2.4	4.5	0.8	1.3	0.2	3.9	42

Table 6 indicates that, similar to the results for Batch Test #2, there was little difference in (phase 1) average specific PO_4 uptake rates between the morning (8.0 mg P/hr/g MLSS) and afternoon (8.7 mg P/hr/g MLSS) biomass samples. However, the morning biomass samples apparently had a greater total PO_4 removal capacity than the afternoon samples (Table 6, Figure 8). The longer actual anaerobic HRT at the morning low flow condition may provide a partial explanation, since a longer anaerobic HRT might allow more time for the fermentation of organic substrates in the anaerobic phase, and the subsequent uptake and storage of the products of fermentation (eg. VFA) by bio-P bacteria. However, the results from Batch Test #2 indicate that, if PO_4 release can be taken as an indication of carbon storage in the anaerobic phase, considerably more carbon was stored under the high flow than the low flow condition, probably due to the higher concentration of available organic substrates (measured as TOC) observed during the afternoon (Table 5). Current biochemical models generally predict that an increase in anaerobic carbon storage should lead to an increase in aerobic PO_4 uptake capacity (Comeau et al., 1986 and Wentzel et al. 1986), rather than a reduction as shown by the results of Batch Test #4. It may be that the aerobic response of the biomass in the Salmon Arm system was out of phase by some fraction of a day with the fluctuations in carbon loading to the anaerobic reactor. Some researchers have reported a lag period between a change in process inputs or process upset and a corresponding response in P removal (Siebritz et al., 1983; Malnou et al., 1984; and Bordacs and Chiesa, 1987). On the other hand, the

higher PO_4 removal capacity observed for Batch Test #4a than for #4b may be due to the longer actual anaerobic HRT experienced by the plant biomass for #4a at the low morning flow than for #4b at the higher afternoon flow. In any case, the results of Batch Test #4 demonstrated that the Salmon Arm biomass had a considerable excess PO_4 removal capacity, and bio-P organisms in the full scale FGR-SGR bio-P system did not appear to suffer from a lack of carbon reserves for aerobic P uptake.

SUMMARY AND CONCLUSIONS

The first year of operation for the full scale high rate FGR-SGR process at Salmon Arm for bio-P removal produced very encouraging results. The behaviour of the biomass cultured in the FGR-SGR system, as assessed from both full scale data and bench scale batch tests, was generally consistent with the findings of others for the biomass cultured in activated sludge (SGR) bio-P removal systems. The FGR-SGR system was relatively simple to operate, and recovered quickly from short-term process upsets. Over a nine month operating period, the average plant effluent concentrations of total P and filtered PO_4 were 2.3 mg P/L (+/- 0.4 mg P/L) and 1.7 mg P/L (+/- 0.4 mg P/L), respectively, compared to an average process influent total P concentation of 9.6 mg P/L (+/- 1.5 mg P/L). Average percent removal from the process influent was 78% (+/- 4.1%) for total P. The average plant effluent concentrations of total BOD_5 and TSS were 9 mg/L (+/- 1.3 mg/L) and 8 mg/L (+/- 1.4 mg/L), respectively; the average 30 minute SVI of the plant MLSS was 68 mL/g (+/- 8 mL/g).

Long term seasonal increases in process influent volatile fatty acid (VFA) concentration caused an approximately linear increase in anaerobic specific PO_4 release rates, which in turn led to a linear increase in aerobic specific PO_4 uptake rates. Cascade aeration in the FGR provided a favorable environment for bacterial PO_4 uptake, as evidenced by the relatively high average specific PO_4 uptake rate observed across the FGR (7.7 mg/hr/g MLSS).

Bench scale batch tests performed on grab samples of the biomass from the full scale plant (eg. Batch Test #1-acetate as substrate) indicated that process operating conditions in the FGR-SGR system were favorable for the proliferation of bio-P bacteria. Based on the results of Batch Tests #2 (primary clarifier effluent as substrate) and #3 (extension of aeration time), diurnal peak flow and load conditions seemed to result at least part of the time in a daily (temporary) overload of the aeration component of the system, as far as PO_4 removal was concerned. For the present state of operation of the Salmon Arm system (Figure 1), the results from Batch Tests #2 and #3 indicated that an increase of 30-40 minutes of actual SGR aeration time (ie. an increase in nominal aerated HRT of 30-80 minutes) would eliminate the afternoon PO_4 "breakthrough" in the reaeration basin; the process effluent PO_4 concentration might then be consistently less than 1 mg P/L. However, the installation of separate thickening facilities for the waste P-rich biomass should reduce process P loading, by eliminating re-introduction of P through biomass presently wasted into the primary clarifiers; expansion of the reaeration basin might then become unecessary. In addition, activation of FGR 2 should substantially increase the cascade aeration capacity of the system. The present aerated nominal

HRT of 2.5 hours could therefore be adequate for total P removal to final effluent concentrations of less than 1 mg P/L in future modes of operation. As demonstrated in Batch Test #4, the biomass had a capacity for total PO_4 uptake of 45-85 mg P/L, considerably in excess of the design removal requirement of 7-8 mg P/L. It appears that the nature of the influent sewage at Salmon Arm is such that carbon supplementation in the form of primary sludge fermentation or acetate addition is not required for effective bio-P removal.

Results of the study showed that the combination FGR-SGR process being demonstrated at Salmon Arm has the capacity to become an effective bio-P removal technology. Further optimization of operating parameters and process improvements based on study results are currently being assessed, and several process operating modes are as yet untried.

ACKNOWLEDGEMENTS

This study was jointly funded by the Science Council of British Columbia, Dayton and Knight Consulting Engineers, Ltd. and the University of British Columbia. We are indebted to the plant operators, Lee Robinson and Hart Frese, for their valuable input and willing assistance. We are also grateful to Susan Liptak, Paula Parkinson and Romy So of the University of British Columbia Environmental Engineering Laboratory, for sample analyses and advice on laboratory procedures.

REFERENCES

Barnard, J.L. (1983), *Design Consideration Regarding Phosphate Removal in Activated Sludge Plants*, **Wat. Sci. Tech., Vol. 15, No. 3/4**, pp 319-328.

Bordacs, K., and S.C. Chiesa (1987), *Carbon Flow and Effluent Variability in Phosphorus-Accumulating Activated Sludge Cultures*, in **Biological Phosphate Removal from Wastewaters**, Proc. IAWPRC Specialized Conference, Rome, Italy, 1987, pp 225-236.

Comeau, Y., K.J. Hall, R.E.W. Hancock, and W.K. Oldham (1986), *Biochemical Model for Enhanced Phosphorus Removal*, **Wat. Res., Vol. 20, No. 12**, pp 1511- 1521.

Comeau, Y., W.K. Oldham, and K.J. Hall (1987), *Dynamics of Carbon Reserves in Biological Dephosphatation of Wastewater*, in **Biological Phosphate Removal from Wastewaters**, Proc. IAWPRC Specialized Conference, Rome, Italy, 1987, pp 39-56.

Ekama, G.A., I.P. Siebritz and G.v.R. Marais (1983), *Considerations in the Process Design of Nutrient Removal Activated Sludge Processes*, **Wat. Sci. Tech., Vol. 15, No. 3/4**, pp 283-318.

Kelly, H.G. (1987), *Biological Phosphorus Treatment Using a Fixed and Suspended Growth Combination*, **Proc. ASCE EE Conference**, Orlando, Florida, July 1987, pp 79-91.

Kelly, H.G. and A.J. Gibb (1989), *Biological Phosphorus Removal Using a Fixed and Suspended Growth Combination:A First Year Appraisal*, **Proc. of Specialty Conf/EE Div./ASCE**, Austin, Texas, July 10-12, 1989, pp453-456.

Malnou, D., M. Meganck, G.M. Faup and M. du Roster (1984), *Biological Phosphorus Removal:Study of the Main Parameters*, **Wat. Sci. Tech., Vol. 16**, pp 173-185.

Mino, T., V. Arun, Y. Tsuzuki and T. Matsuo (1987), *Effect of Phosphorus Accumulation on Acetate Metabolism in the Biological Phosphorus Removal Process*, in **Biological Phosphate Removal from Wastewaters**, Proc. IAWPRC Specialized Conference, Rome, Italy, 1987, pp 27-38.

Nicholls, H.A., D.W. Osborn and A.R. Pitman (1987), *Improvement to the Stability of the Biological Phosphate Removal Process at the Johannesburg Northern Works*, in **Biological Phosphate Removal from Wastewaters**, Proc. IAWPRC Specialized Conference, Rome, Italy, 1987, pp 261-272.

Paepke, B.H. (1985) *Introduction to Biological Phosphorus Removal*, in **Technology Transfer Seminar on Biological Phosphorus Removal in Municipal Wastewater Treatment**, Environment Canada, Penticton, B.C., 1985.

Pitman, A.R., S.L.V. Venter and H.A. Nicholls (1983), *Practical Experience with Biological Phosphorus Removal Plants in Johannesburg*, **Wat. Sci. Tech., Vol. 15, No. 3/4**, pp 233-260

Rabinowitz, B. (1985), **The Role of Specific Substrates in Excess Biological Phosphorus Removal**, Ph.D. Thesis, Dept. of Civil Engineering, University of British Columbia, Vancouver, Canada.

Siebritz, I.P, G.A. Ekama and G.v.R. Marais (1983), *A Parametric Model for Biological Excess Phosphorus Removal*, **Wat. Sci. Tech., Vol. 15, No. 3/4**, pp 127-152.

Tracy, K.D. and A. Flammino (1987), Biochemistry and Energetics of Biological Phosphorus Removal, in **Biological Phosphate Removal from Wastewaters**, Proc. IAWPRC Specialized Conference, Rome, Italy, 1987, pp 15-26.

Wentzel, M.C., L.H. Lotter, R.E. Loewenthal and G.v.R. Marais (1986), *Metabolic Behaviour of Acinetobacter spp in Enhanced Biological Phosphorus Removal-a Biochemical Model*, **Water SA, Vol. 12, No. 4**, pp 209-224.

Wentzel, M.C., P.L. Dold, R.E. Loewenthal, G.A. Ekama and G.v.R. Marais (1987), *Experiments Towards Establishing the Kinetics of Biological Excess Phosphorus Removal*, in **Biological Phosphate Removal from Wastewaters**, Proc. IAWPRC Specialized Conference, Rome, Italy, 1987, pp 79-98.

SIMULATION DYNAMIQUE D'UNE USINE DE TRAITEMENT DES EAUX USÉES: ÉVALUATION D'UN MODELE

par

PAUL LESSARD[1] et BRUCE BECK[2]

[1] Département de génie civil, Université Laval, Québec, Canada.
[2] Department of civil engineering, Imperial College, London, UK.

INTRODUCTION

Jusqu'à tout récemment, le contrôle de la qualité des eaux d'un bassin de rivière s'est limité à traiter les effluents polluants; la pollution étant généralement mesurée en termes de DBO (demande biochimique en oxygène) et de MeS (matières en suspension). Ce qui est maintenant d'intérêt, ce n'est pas seulement d'atteindre un niveau désiré de qualité de l'eau du milieu récepteur, mais aussi de le maintenir (Beck et Finney, 1987). Ceci implique donc une gestion dynamique des rejets vers le milieu récepteur, de façon à optimiser le rendement économique et environnemental de l'usine d'épuration. C'est à dire, une opération des procédés de traitement qui est non seulement fonction d'une maximisation de leur rendement, mais également fonction de la capacité d'épuration du milieu récepteur. On parle alors de gestion opérationnelle des bassins de rivière (Beck, 1981). La gestion des effluents d'usine sur une base saisonnière (pour la nitrification ou la désinfection), ou le contrôle des débordements de réseau unitaire sur une base événementielle, sont deux exemples intéressants de l'applicabilité de ce concept. Les principales notions de gestion opérationnelle de la qualité des eaux sont bien définies dans Beck. et al. (1987).

Afin de faciliter l'élaboration de stratégies de contrôle des ouvrages d'épuration, et éventuellement leur opération, des modèles mathématiques représentant les différents procédés de traitement sont essentiels. Ceux-ci doivent pouvoir représenter convenablement les processus d'élimination des polluants, tout en demeurant faciles d'utilisation. Il existe plusieurs types de modèles mathématiques, allant du modèle simple basé sur l'analyse temporelle de données ("time series model") jusqu'au modèle plus descriptif et complexe utilisant, par exemple, les techniques d'éléments finis. Le domaine de l'opération et du contrôle des procédés a, jusqu'à présent, eu tendance à utiliser des modèles de type fini ("lumped-parameter model"), se situant à mi-chemin entre ces deux extrêmes.

Depuis le début des années 70, un nombre impressionnant de modèles mathématiques pouvant théoriquement simuler le comportement dynamique des différents procédés de traitement des eaux usées ont

été présentés dans la littérature (Beck et Lessard, 1987). Cependant, peu de modèles représentant une chaîne complète de traitement ont été élaborés à partir des prototypes suggérés dans la littérature. De plus, la majorité des modèles, voire la totalité, n'ont pas été évalués à l'aide de données récoltées sur le terrain, que ce soit sur une base individuelle, i.e. pour un procédé, ou collective, i.e. pour un ensemble de procédés.

Le but de cette présentation est donc de pallier à ce manque en présentant les résultats obtenus lors de l'évaluation d'un modèle dynamique décrivant les principales unitées d'une chaîne de traitement par boues activées. Ce modèle a été développé pour étudier les stratégies de contrôle d'une usine en temps de pluie, et ce dans le cadre plus global d'une recherche sur la gestion opérationnelle des bassins de rivière (Lessard, 1989; Lessard et Beck, 1989a,b). Il sera éventuellement couplé à un modèle simulant le comportement du milieu récepteur, de façon à élaborer des stratégies de contrôle en fonction non seulement du rendement de l'usine mais également de la capacité d'épuration du cours d'eau (voir Beck et al., 1989).

LE MODELE DE L'USINE

L'objectif premier d'un modèle est de faciliter l'exploration des conséquences sur l'opération de l'usine de changements des stratégies de contrôle. Ceci implique donc de pouvoir simuler et analyser le comportement de notre système sur une base temporelle représentative du phénomène étudié. Le modèle servant à simuler le comportement de l'usine est composé de neuf modules, tel que représenté schématiquement à la Figure 1. Le programme de simulation est écrit en langage FORTRAN. Les équations différentielles sont résolues à l'aide d'un algorithme d'intégration Runge-Kutta de 4^{me} ordre. Chaque module est décrit brièvement ci-bas:

Module 1: Affluent

Idéalement un modèle de simulation d'un réseau d'égouts unitaires (quantité et qualité) devrait être utilisé pour générer l'affluent de l'usine. Un tel modèle n'a pu être développé dans le cadre de notre étude. Le module de l'affluent consiste donc simplement en la lecture d'un fichier contenant les caractéristiques de l'affluent telles qu'observées lors de la campagne d'échantillonnage.

Module 2: Régulation #1

Ce module simule l'ouvrage de régulation localisé immédiatement après le traitement préliminaire, lequel divise le débit entre la chaîne de traitement et les bassins de rétention des eaux d'orage. Tout débit supérieur à une certaine valeur est dévié vers les bassins d'orage.

Module 3: Bassins d'orage

Le modèle utilisé est celui développé par Lessard et Beck (1989c,d). Le modèle est capable de simuler les différentes phases d'opération d'un bassin, soit le remplissage, les mécanismes de sédimentation dynamique et statique, et la vidange.

Module 4: Mélange des surnageants et régulation #2

Le module 4 donne la possibilité de simuler le mélange de l'affluent avec les retours des bassins de rétention et les surnageants du traitement des boues. Les caractéristiques des surnageants (débit et qualité) sont données comme intrant (voir Module 9). Celles-ci sont basées sur les valeurs observées lors de la campagne d'échantillonnage.
Immédiatement après le mélange des deux types d'eaux, un régulateur permet la division du débit entre deux chaînes différentes de traitement. La régulation s'effectue ici de la même façon qu'au module #2.

Module 5: Décanteur primaire

Le modèle utilisé du décanteur primaire est décrit dans Lessard et Beck (1988). Il consiste en une série d'équations différentielles ordinaires représentant un bilan de masse fait autour d'un réacteur complètement mélangé. Une représentation conceptuelle du modèle de sédimentation est montrée à la Figure 2.

Module 6: Régulation #3

Une structure de régulation a été ajoutée après le décanteur primaire, afin de pouvoir dévier une partie du débit directement à l'effluent usine. Cette structure est représentée de la même façon que celle des modules 2 et 4.

Module 7: Boues activées

Le module représentant le procédé de boues activées est divisé en deux parties interdépendantes: l'aérateur et le décanteur secondaire. Ces modèles sont brièvement décrits ici (pour plus de détails, voir Lessard 1989):

1. Bassin d'aération (Figure 3): Les caractéristiques hydrauliques sont représentées par une série de quatre réacteurs complètement mélangés en série à volume constant. Une alimentation indépendante des eaux et de l'air est prévue pour chaque bassin. Ceci permet de simuler des procédés comme l'alimentation étagée ("step-feed") et l'aération étagée ("step aeration"). Le retour de boues est acheminé vers le premier réacteur. La représentation du modèle microbiologique (oxidation de la matière organique et nitrification) constitue une version simplifiée du modèle développé par

l'IAWPRC (Henze et al., 1987). Ce dernier a été jugé trop complexe pour nos besoins, spécialement en rapport avec la nitrification. Il est important de dire que le modèle doit simuler le comportement de la liqueur mixte, l'enlèvement de la DCO et la transformation de l'azote ammoniacal. Le mécanisme de dénitrification ainsi que la simulation précise d'un profil de l'oxygène dissous sont moins importants pour l'instant.

2. Décanteur secondaire (Figure 4): Le modèle considère l'existence de trois zones dans le décanteur: (1) une zone d'épaississement de la biomasse à être recirculée en tête du bassin d'aération, (2) une zone de clarification, où la biomasse formée précédemment est séparée du liquide, et (3) une zone morte entre les deux zones précédentes. Le modèle de simulation des MeS dans la zone de clarification est de nature empirique et similaire à celui développé par Pflanz (1969). Les matières solubles sont toutefois transportées à travers une série de réacteurs complètement mélangés. Le modèle d'épaississement de la biomasse est basé sur la théorie du flux des solides et est représenté par deux réacteurs en série: un à volume variable simulant le lit de boues, et l'autre à volume fixe, représentant la zone de compression.

Module 8: Effluent

Le module de l'effluent ne fait qu'additionner (bilan de masse) les divers vecteurs de sortie.

Module 9: Traitement des boues

Le module de traitement des boues n'a pas été développé dans le cadre de cette étude. C'est pour cette raison que les caractéristiques des liqueurs de traitement des boues sont données comme intrant au module 4.

Tous les modules présentés ci-dessus ont donc été couplés pour donner le modèle d'une usine (Figure 1). L'évaluation de ce modèle a, par la suite, été faite à l'aide de données récoltées durant une campagne d'échantillonnage d'une durée de 10 jours, qui a eu lieu à une usine d'épuration du Royaume-Uni.

EXPÉRIMENTATION

La campagne d'échantillonnage a été effectuée en mai 1986 à l'usine d'épuration de Norwich (UK). La capacité moyenne de l'usine est d'environ 55000 m^3/d. Le débit acheminé à l'usine passe par un traitement préliminaire avant d'être divisé entre deux trains parallèles de traitement, soit un utilisant des lits bactériens et l'autre des boues activées. L'usine de boues activées, la seule a

avoir été échantillonnée, comprend trois décanteurs primaires, six bassins d'aération, et quatre décanteurs secondaires (Figure 5). Les boues activées en excès sont acheminées vers un bassin de consolidation; le surnageant de ce bassin est retourné en tête du bassin d'aération. Il est important de souligner qu'en aucun temps la stratégie d'opération usuelle de l'usine n'a été modifiée à cause de la campagne.

La campagne d'échantillonnage avait comme objectif principal d'étudier l'efficacité des procédés de traitement en ce qui a trait à l'enlèvement de certains métaux. Pour ce faire, huit échantillons instantanés par jour ont été prélevés pendant 10 jours consécutifs, et ce à cinq endroits, soit: l'affluent de l'usine, l'effluent du décanteur primaire, l'affluent du bassin d'aération, l'effluent des décanteurs secondaires et le canal de retour des boues activées. De plus, des échantillons ont été récoltés à l'affluent du décanteur primaire lorsque des liqueurs de traitement des boues étaient retournées en tête d'usine. Des échantillons de la liqueur mixte ont également été prélevés les deux derniers jours.

Les échantillons ont été analysés pour six métaux et pour les polluants suivants, demande chimique en oxygène (DCO), MeS, et azote ammoniacal (NH_4). Toutes les analyses ont été effectuées selon les méthodes généralement reconnues (APHA, 1975). Une compilation statistique sommaire des résultats obtenus est montrée au Tableau 1. Il est intéressant de noter les points suivants (pour plus de détails, voir Lessard, 1989):

1. l'influence marquée des retours de surnageants sur la qualité de l'affluent, soit une augmentation des concentrations de tous les paramètres;

2. la diminution de la concentration en DCO_S et l'augmentation de la concentration en NH_4 suite au passage du débit à travers le décanteur primaire (voir Lessard et Beck, 1988);

3. l'influence du retour du surnageant du bassin de consolidation sur l'affluent du bassin d'aération.

TABLEAU 1 COMPILATION STATISTIQUE DES RÉSULTATS

POINT D'ÉCHANTILLONNAGE		Q m^3h^{-1}	MeS gm^{-3}	MVeS gm^{-3}	DCO_T gm^{-3}	DCO_S gm^{-3}	NH_4 gm^{-3}
AFFLUENT	MOY.	1993	351	257	688	329	28.0
	DEV.	537	127	91	200	133	5.2
	MIN.	900	146	100	310	97	13.4
	MAX.	3420	724	536	1380	889	46.0
AFFLUENT	MOY.	833	619	447	903	336	29.1
+	DEV.	176	665	496	586	132	8.1
LIQUEURS	MIN.	432	146	100	310	161	13.4
	MAX.	1440	3150	2200	3135	889	57.0
EAU DÉ-	MOY.	833	152	111	476	289	30.9
CANTÉE	DEV.	176	41	35	87	66	3.0
	MIN.	432	84	52	282	179	24.7
	MAX.	1440	280	226	702	506	38.4
EAU DÉ-	MOY.	869	599	464	923	253	29.6
CANTÉE	DEV.	176	316	256	414	64	2.9
+	MIN.	479	124	84	354	122	24.7
SBC*	MAX.	1472	1478	1182	2200	435	39.2
EFFLUENT	MOY.	869	18	13	54	46	0.58
FINAL	DEV.	176	11	11	20	16	0.68
	MIN.	479	5	1	14	14	0.10
	MAX.	1472	101	65	140	90	4.00
RETOUR	MOY.	526	10440	8305	11808	-	-
BOUES	DEV.	25	977	821	1301	-	-
ACTIVÉES	MIN.	489	7815	5990	9000	-	-
	MAX.	567	12205	9805	14832	-	-
LIQUEUR	MOY.	-	5834	4708	6527	-	-
MIXTE	DEV.	-	774	609	913	-	-
	MIN.	-	4708	3803	5012	-	-
	MAX.	-	7893	6373	9374	-	-

---

* = surnageant du bassin de consolidation des boues activées
MOY.= moyenne sur 80 échantillons sauf pour: (1) l'eau décantée, 70 échantillons, (2) la liqueur mixte, 16 échantillons.
DEV.= écart-type
MIN.= valeur minimum
MAX.= valeur maximum

RÉSULTATS

Les caractéristiques de l'affluent (Q, MeS et DCO_T) ayant servies à l'évaluation du modèle sont montrées à la Figure 6. Pour faciliter l'évaluation du modèle, il est bon de mentionner que:

1. sur la base des échantillons pris à toutes les trois heures (Figure 6), une séquence horaire a été construite utilisant une interpolation linéaire simple entre les données;
2. étant donné que les bassins de rétention d'eau d'orage étaient pleins avant le début de la campagne, une variable de décision simulant la période de vidange des bassins a été introduite dans le programme. La qualité des eaux de ces bassins a été estimée à partir de la littérature (e.g. Lessard et al., 1982; Lessard et Lavallée, 1985); et,
3. à cause des problèmes rencontrés lors de la simulation de l'oxygène dissous, causés principalement par un manque de données, nous avons considéré que la concentration en oxygène n'était pas limitante.

L'évaluation du modèle a été faite pour quatre endroits stratégiques: l'affluent du décanteur primaire, les effluents des décanteurs primaire et secondaire, et le procédé de boues activées, i.e. la liqueur mixte et le retour des boues.

L'affluent du décanteur primaire

L'affluent de l'usine subit des transformations avant d'arriver au décanteur primaire; mélange des liqueurs de traitement des boues et régularisation des débits. Étant donné que la ligne de traitement des boues n'a pas été simulée, la cédule de pompage ainsi que les caractéristiques des liqueurs ont du être "estimées" à partir des observations faites lors de la campagne. Les résultats de simulation pour les MeS sont montrés à la Figure 7a. Considérant la variabilité de ces liqueurs, la nature stochastique de la cédule de pompage et le peu d'information disponible, les résultats sont satisfaisants.
Immédiatement après le mélange de l'affluent et des liqueurs, le débit est divisé entre les deux chaînes de traitements (boues activées et lits bactériens). Pour des raisons d'efficacité, le débit admis à l'usine de boues activées était limité à environ 900 m^3h^{-1}, le reste étant dévié vers l'usine à lits bactériens. Par contre, à cause des variations de la tête d'eau en amont du régulateur, le débit réel admis variait entre 900 et 1000 m^3h^{-1}. Il a donc été décidé de fixer (dans le modèle) la valeur limite du débit pouvant être admis à l'usine à 950 m^3h^{-1}, sauf pour les jours 9 et 10. Pour ces deux jours, dû à une défaillance dans le système de contrôle du régulateur, le débit total admis à l'usine a été divisé également entre les deux chaînes de traitement. Les résultats sont montrés à la Figure 7b. La réponse du modèle est bonne sauf pour les deux derniers jours où cette dernière surestime le débit au décan-

teur. Le choix d'une valeur fixe de débit n'est pas idéal, mais adéquat pour nos besoins. Cependant si un profil du débit plus précis était nécessaire, il faudrait penser à modéliser la variation des pertes de charges en amont du régulateur.

L'effluent du décanteur primaire

Les résultats de simulation pour les MeS sont montrés à la Figure 8a. Le comportement hydraulique du modèle semble très réaliste, i.e. coordination des pics. En ce qui concerne l'enlèvement des MeS, de bonnes différences, entre la courbe observée et celle simulée, sont observées, surtout lors des cinq premiers jours. Ces différences sont principalement causées par la difficulté de représenter adéquatement le retour des surnageants (cédule de pompage et qualité).

Pour ce qui est du comportement de la DCO totale, les résultats semblent plus réalistes que dans le cas des MeS (Figure 8b). Ceci s'explique en grande partie par le plus faible pourcentage de matières décantables, et la bonne représentation du profil de la DCO filtrable (voir Lessard et Beck, 1988).

L'effluent du décanteur secondaire

La réponse du décanteur secondaire est montré à la Figure 9a. Il est clair que le modèle ne représente pas du tout le comportement dynamique observé. Une relation empirique reliant la concentration en MeS au débit n'est donc pas valide dans ce cas. Par exemple, l'augmentation des débits aux environs de t= 200 et t= 220 provoque une augmentation immédiate de la concentration simulée en MeS alors qu'une augmentation n'a été observée que de 3 à 6 heures après la hausse de débit. Vitasovic (1989) a également trouvé que ce type de modèle n'est pas adéquat et que tout modèle voulant décrire les variations de la concentration en MeS devrait inclure une composante stochastique pour décrire le phénomène de clarification. Il a trouvé que ceci était particulièrement important pour les faibles valeurs de MeS.

La pauvre correspondance entre les deux courbes peut aussi être attribuée au fait que la charge superficielle appliquée au décanteur est faible, soit généralement sous le taux de 24 $m^3m^{-2}d^{-1}$. Cashion et Keinath (1983) ont observé que les variations de la concentration des MeS en fonction de la charge superficielle étaient faibles si cette dernière était inférieure à 40 $m^3m^{-2}d^{-1}$. D'autres facteurs peuvent expliquer la pauvre performance du modèle, soit l'influence du lit de boues (Ghobrial, 1978), ou encore une faible concentration en oxygène dissous (OD) dans le bassin d'aération (Starkey et Karr, 1984). Mais tant et aussi longtemps que la théorie et les mécanismes de clarification dans un décanteur secondaire ne seront pas mieux connus, il sera difficile de modéliser un comportement similaire à celui observé à l'usine.

La réponse du modèle pour la concentration en NH_4 est très satisfaisante. Les différences observées entre les deux courbes à la fin de la période de simulation, sont liées à la mauvaise performance du modèle en ce qui a trait à la simulation du débit à l'affluent. Le manque de données à l'effluent de l'aérateur ainsi que dans le retour de boues rend difficile une analyse plus complète.

Le procédé de boues activées

Le comportement simulé de la liqueur mixte est similaire à celui observé (Figure 10); cependant, une erreur constante entre les deux courbe est notée. Cette différence, d'environ 30%, correspond à l'erreur estimée lors de l'analyse des données de terrain (Lessard, 1989). Tous les essais effectués en modifiant le modèle pour que les deux courbes coïncident (en changeant certains paramètres dans le modèle microbien, e.g. coefficient de production, etc.) ont amené des problèmes de surcharge massique au niveau du décanteur, i.e. augmentation du lit de boues et déversement.

Pour ce qui est de la correspondance entre les courbes de retour des boues, elle est excellente (Figure 10). Cependant le modèle semble répondre un peu plus vite que suggéré par les observations. Les caractéristiques hydrauliques de l'épaississeur ne sont donc peut-être pas bien représentées par 2 réacteurs en série (un pour le lit de boues et un pour la compaction). Toutefois, aucun changement de la représentation du lit de boues de un à plusieurs réacteurs n'a été essayé considérant que (1) l'ajustement des deux courbes est satisfaisant, (2) l'augmentation du nombre de réacteurs n'est pas désirable car cela augmente le temps de calcul, et (3) d'autres facteurs peuvent influencer le comportement du modèle, e.g. l'estimation des débits de recirculation à partir d'un volume quotidien, et les difficultés liées à l'estimation des paramètres de décantabilité des boues. Dans ce cas, étant donné l'absence de suivi sur l'indice de volume des boues, il a été décidé d'estimer ces paramètres sur la base du meilleur ajustement possible des courbes.

CONCLUSION

Les résultats obtenus lors de l'évaluation du modèle, quoique mitigés dans certains cas, sont plus que satisfaisants dans l'ensemble, et démontrent clairement le potentiel d'applicabilité des modèles dynamiques utilisés. A cet égard, ils constituent un pas encourageant dans l'élaboration et l'utilisation de modèles dynamiques. D'ailleurs des progrès notables dans la pratique de la conception et du dimensionnement des stations d'épuration, ainsi que dans leur exploitation, peuvent être attendus de la modélisation dynamique (Lesouëf, 1989). Il en est de même pour la gestion opérationnelle des bassins de rivière, laquelle sera grandement aider

par l'utilisation des modèles dynamiques. Toutefois, il est important de souligner les points suivants:

a. L'utilisation de données de terrain pour évaluer un modèle nécessite une connaissance approfondie du fonctionnement et de l'opération de l'usine, en particulier des interactions entre les différents procédés. Les débitmètres, ainsi que tout autre appareil de mesure, devraient être vérifiés avant le début de la campagne.

b. Le modèle n'est pas parfait; sa principale faiblesse étant la représentation du phénomène de clarification dans le décanteur secondaire. D'ailleurs, la simulation de ce mécanisme constitue généralement le point faible de tous les modèles développés jusqu'à maintenant (Beck et Lessard, 1987).

c. La modélisation des interactions entre les différentes unités de traitement, et même entre les différents mécanismes à l'intérieur d'un procédé, demeure très difficile: par exemple, les interactions entre les chaînes liquide et solide, ou entre la nitrification et le comportement de l'oxygène dissous.

d. Finalement, ces modèles utilisent une foule de paramètres, souvent variables en fonction de différents facteurs, tel que la température. L'identification systématique de ces paramètres est difficile, et le choix final de ceux-ci, quoique réaliste, n'est peut-être pas exact même si les résultats de simulation sont adéquats (voir Beck, 1989).

Il s'avère important, voire primordial, de confronter tout modèle à l'aide de données récoltées sur le terrain, et ce principalement afin de leur donner une certaine crédibilité auprès des ingénieurs de la pratique, et de promouvoir leur utilisation.

REMERCIEMENTS

Les auteurs remercient la "Anglian Water Authority" pour les permissions de travailler à l'usine de Norwich et d'utiliser les données récoltées lors de ce travail. Un des auteurs, P.L., tient également à remercier le "Overseas Research Student Award Scheme" (UK) pour le soutien financier apporté lors de ses études doctorales.

BIBLIOGRAPHIE

Beck, M.B., (1977), "The identification and adaptive prediction of urban sewer flows", Int. J. Control, vol. 25 (3), pp. 425-440.

Beck, M.B., (1981), "Operational water quality management: beyond planning and design", Executive report 7, IIASA, Laxenburg, A-2361, Austria.

Beck, M.B., (1989), "System identification and control", dans Dynamic Modeling and Expert Systems in Wastewater Engineering, edited by G.G. Patry and D. Chapman, Lewis Publishers, Chelsea, MI 48118, USA.

Beck, M.B. et Finney, B.F., (1987), "Operational water quality management: problem context and evaluation of a model for river water quality", Wat. Resour. Res., vol. 23 (11), pp. 2030-2042.

Beck, M.B. et Lessard, P. (1987), "Dynamic modelling of wastewater treatment processes: a survey of the literature", Rapport non-publié pour le Water Research Center, Stevenhage, UK.

Beck, M.B., Finney, B.F. et Lessard, P., (1987), "Operational water quality management: a sense of perspective", dans Systems Analysis in Water Quality Management, ed. M.B. Beck, Pergamon, Oxford, UK, pp.357-368.

Beck, M.B., Adeloye, A.J., Lessard. P., Finney, B.F. et Simon, L., (1989), "Stormwater overflows: modelling impacts on the receiving waters and the treatment plant", dans Urban Discharges and Receiving Water Quality Impacts, ed. J.B. Ellis, Pergamon Press, London, UK, pp. 87-105.

Cashion, B.S. et Keinath, T.M., (1983), "Influence on three factors on clarification in the activated sludge process", J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 55 (11), pp. 1331-1337.

Ghobrial, F.H., (1978), "Importance of the clarification phase in the biological process control", Wat. Res., vol. 12 (11), pp. 1009-1016.

Henze, M., Grady, C.P.L., Gujer, W., Marais, G.v.R. and Matsuo, T., (1987), "Activated sludge model no. 1", Scientific and Technical Reports No. 1, IAWPRC, London, UK.

Lessard, P., (1989), "Operational River Quality Management: Control of Storm Water Discharges", Thesis submitted for the degree of Ph.D., Imperial College of Science Technology and Medicine, London, UK.

Lessard, P. et Beck, M.B., (1989a), "Impacts et contrôle des débits en temps de pluie à une usine d'épuration par boues activées", Sciences Techniques Eau, vol. 22 (2), pp. 131-140.

Lessard, P. et Beck, M.B., (1989b), "Operational water quality management: control of storm sewage at a wastewater treatment plant", soumis à J. Wat. Pollut. Control Fed..

Lessard, P. et Beck, M.B., (1989c),"Dynamic modelling of storm tank: 1- a conceptual model", soumis à Wat. Res..

Lessard, P. et Beck, M.B., (1989d), "Dynamic modelling of storm tank: 2-simulation results", soumis à Wat. Res..

Lessard, P. et Beck, M.B., (1988), "Dynamic simulation of a primary clarifier", J. Environ. Eng. Am. Soc. Civil Eng., vol. 114 (4), pp. 753-769.

Lessard, P. et Lavallée, P., (1985), "Caractérisation des eaux usées de débordements de réseau unitaire", Can. J. Civ. Eng., vol. 12, pp. 527-537.

Lessard, P., Béron, P., Brière, F., Rouselle, J. et Desjardins, R., (1982), "Variation de la qualité des eaux en réseau unitaire", Technique Eau Assainissement, nos 430/431, pp. 9-15.

Lesouëf, A., (1989), "SIMBAD: Un modèle mathématique pour système de boues activées. Application à des eaux diluées", dans Compte-Rendus du 69e Congrès de AGHTM, Montréal, Qc, pp.149-170.

Pflanz, P., (1969), "Performance of secondary sedimentation basins", in Advances in Water Pollution Research, S.H. Jenkins, ed., Pergamon Press, London, pp. 569-581.

Starkey, J.E. et Karr, P.R., (1984), "Effect of low dissolved oxygen concentration on effluent turbidity", J. Wat. Pollut. Control Fed., vol. 56 (7), pp., 837-843.

Vitasovic, Z., (1989), "Continuous settler operation: a dynamic model", dans Dynamic Modeling and Expert Systems in Wastewater Engineering, ed. by G.G. Patry and D. Chapman, Lewis Publishers, Chelsea, MI 48118, USA.

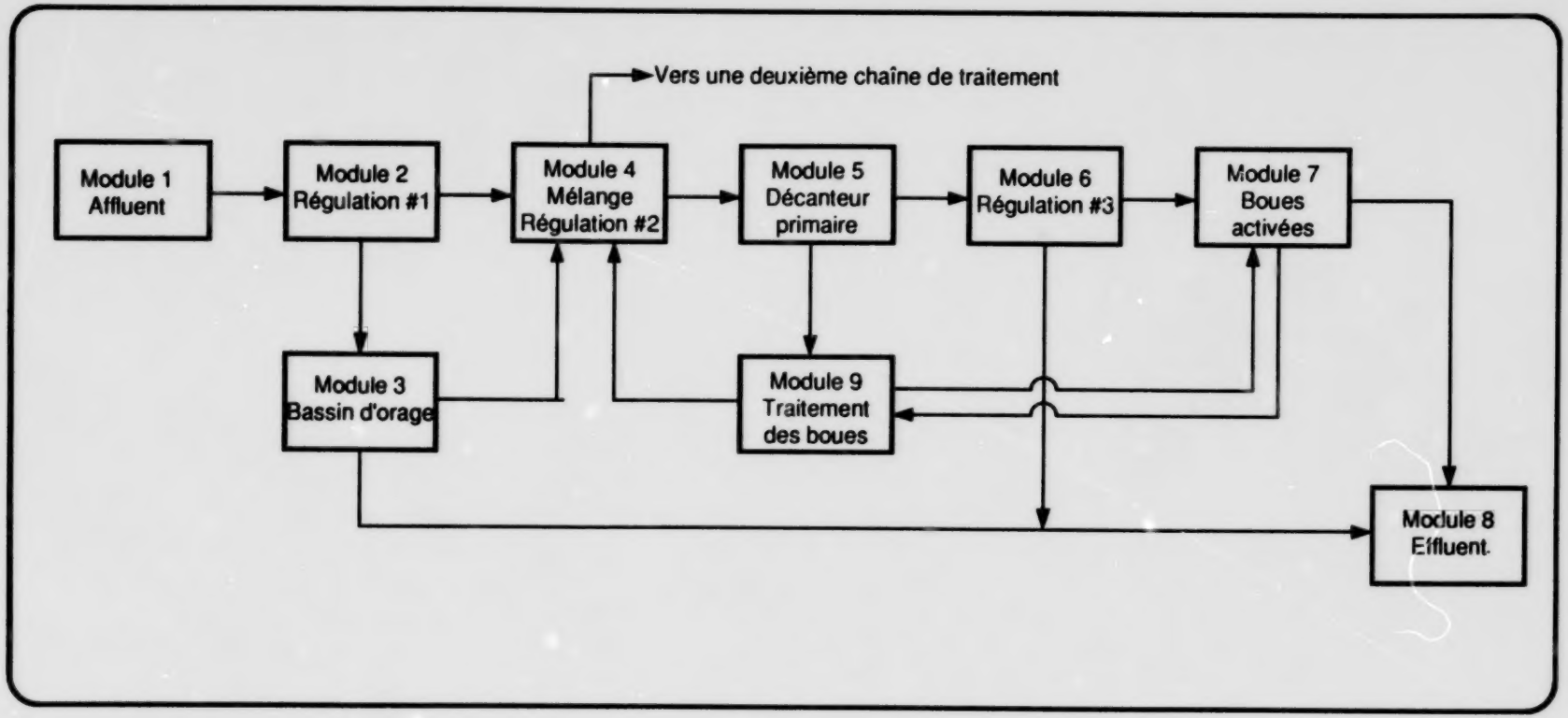


Fig. 1 - Schéma du modèle.

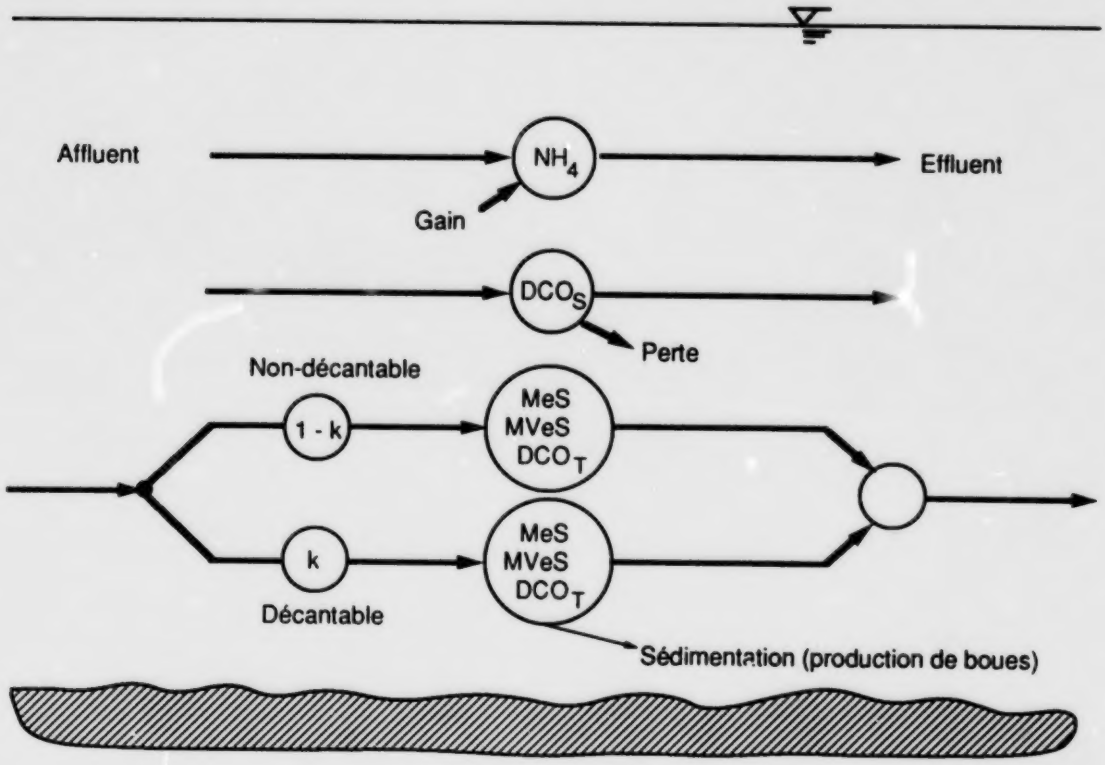


Fig. 2 - Reproduction conceptuelle du modèle de sédimentation.

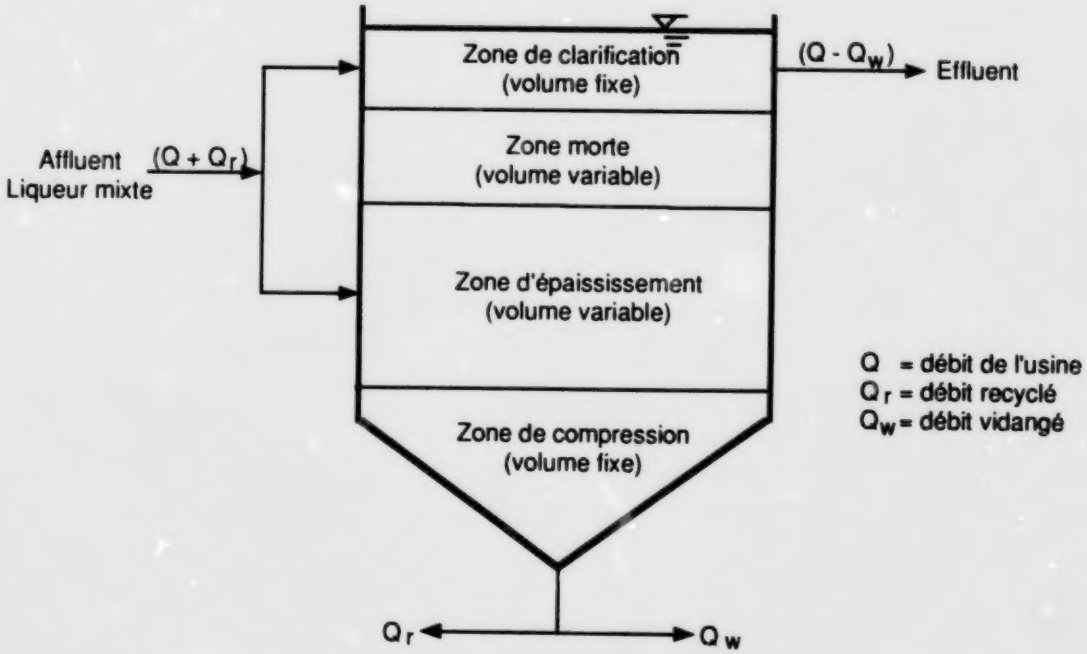
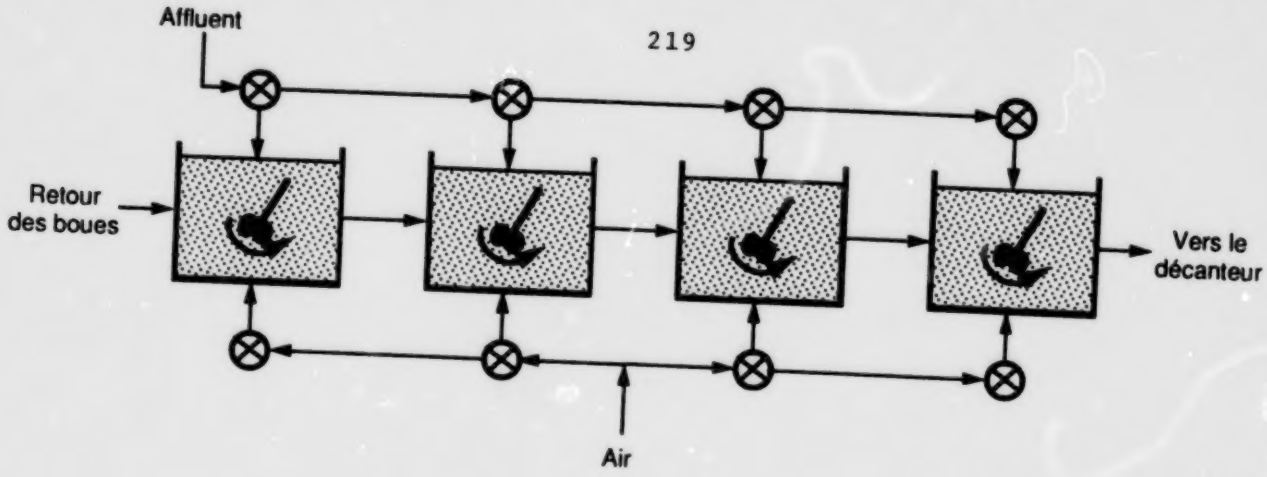


Fig. 4 - Modèle du décanteur secondaire.



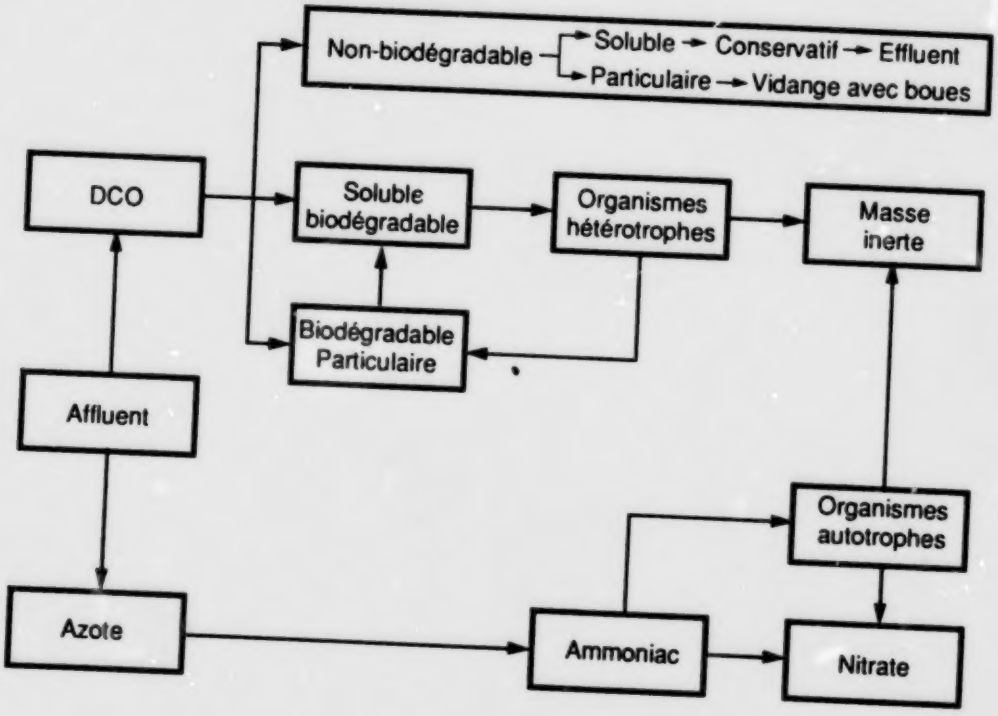


Fig. 3 - Représentation hydraulique et modèle microbiologique de l'aérateur.

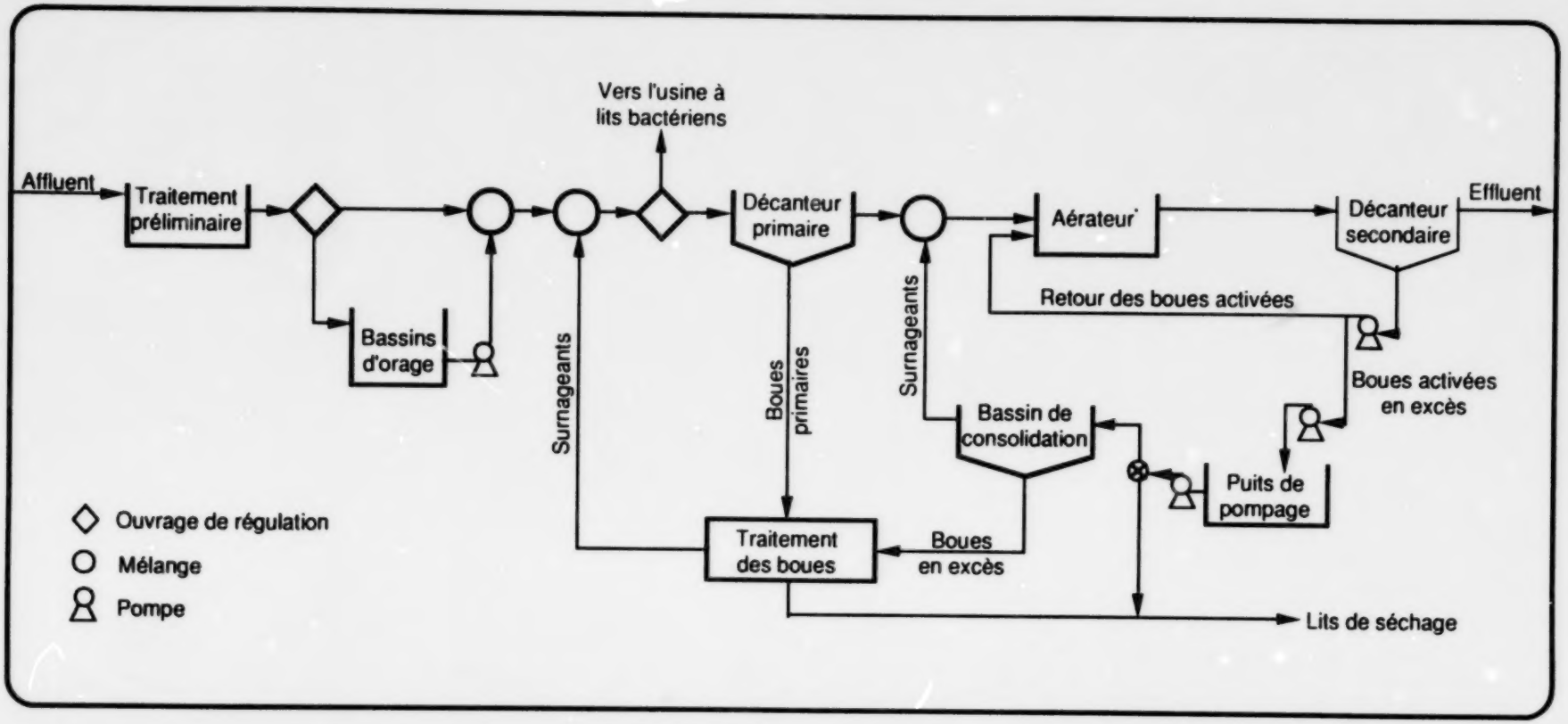
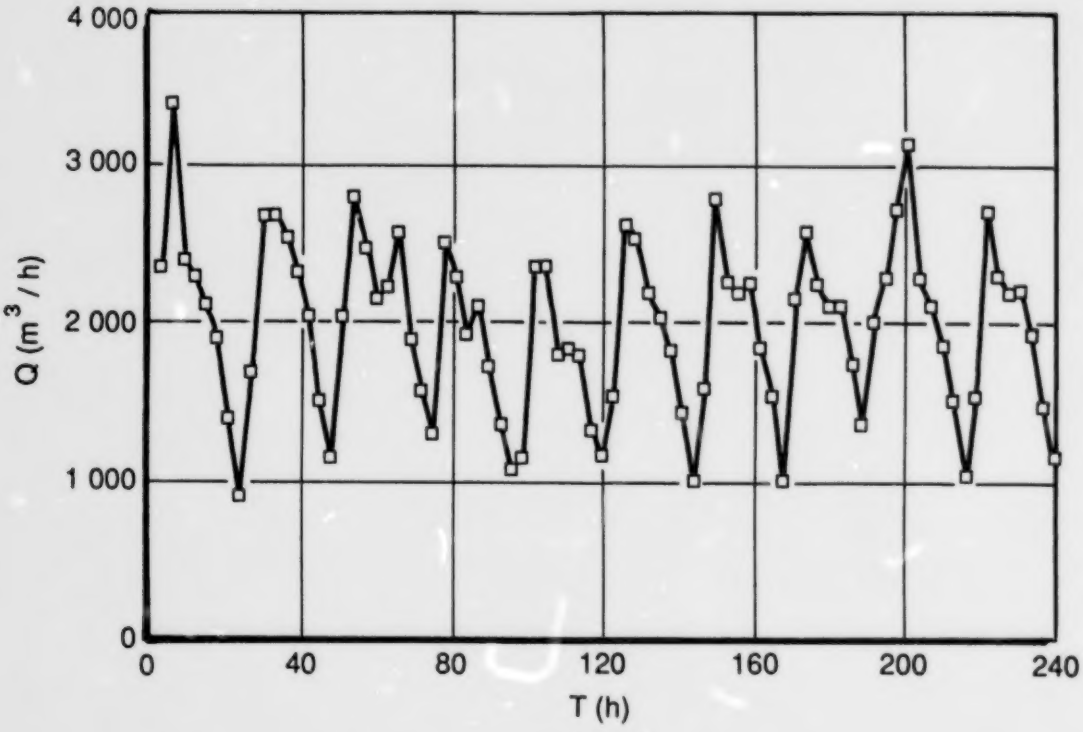
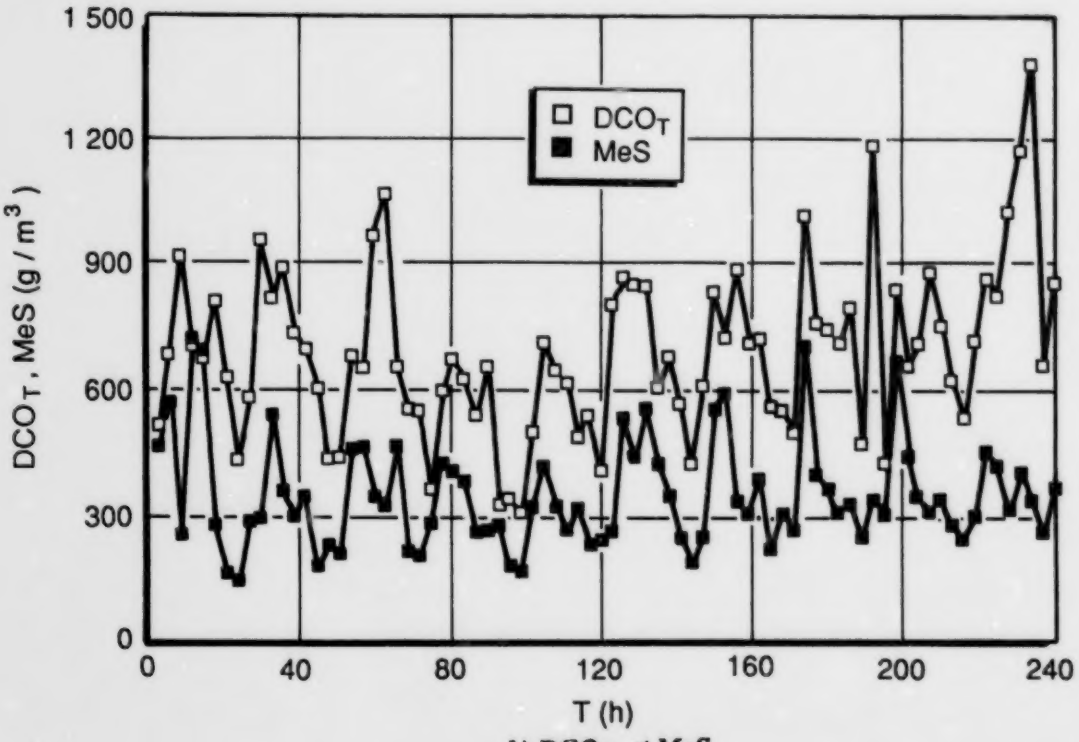


Fig. 5 - Usine de traitement des eaux de Norwich (UK).

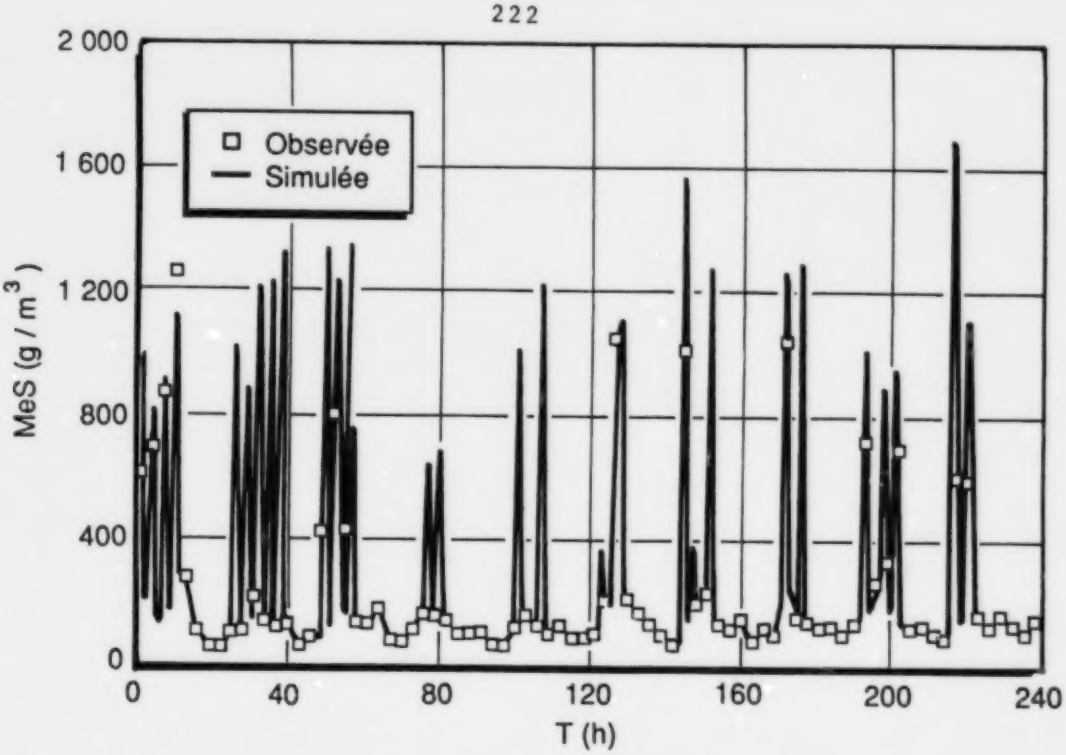


a) Débit

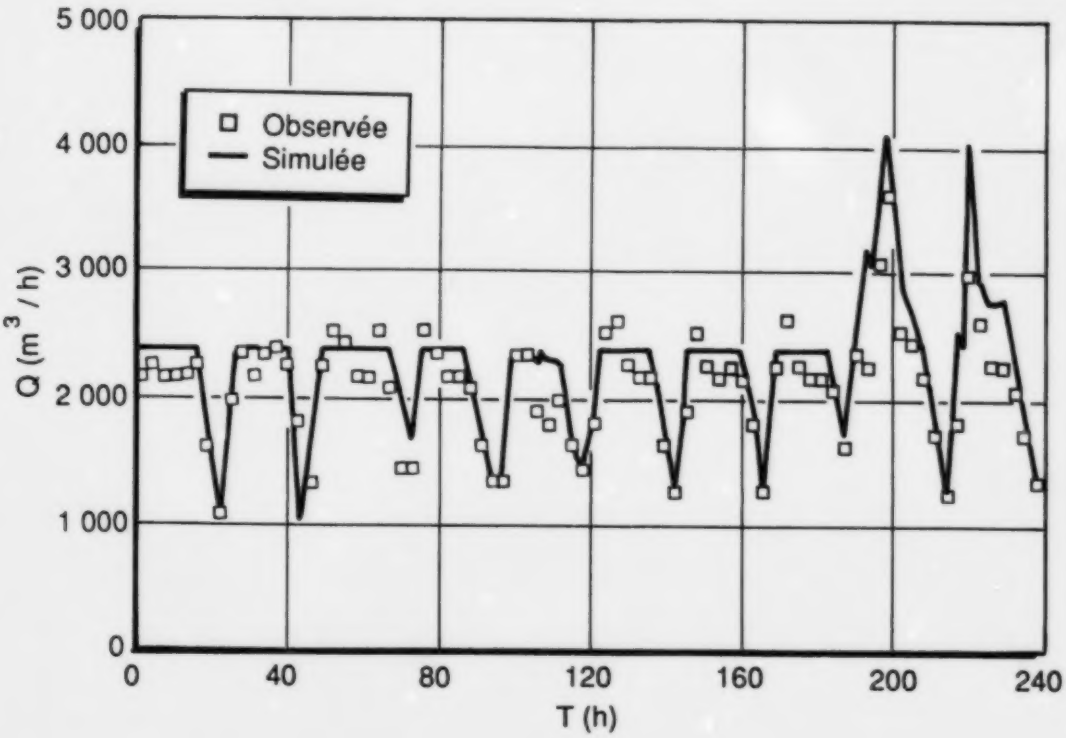


b) DCO_T et MeS

Fig. 6 - Affluent de l'usine.

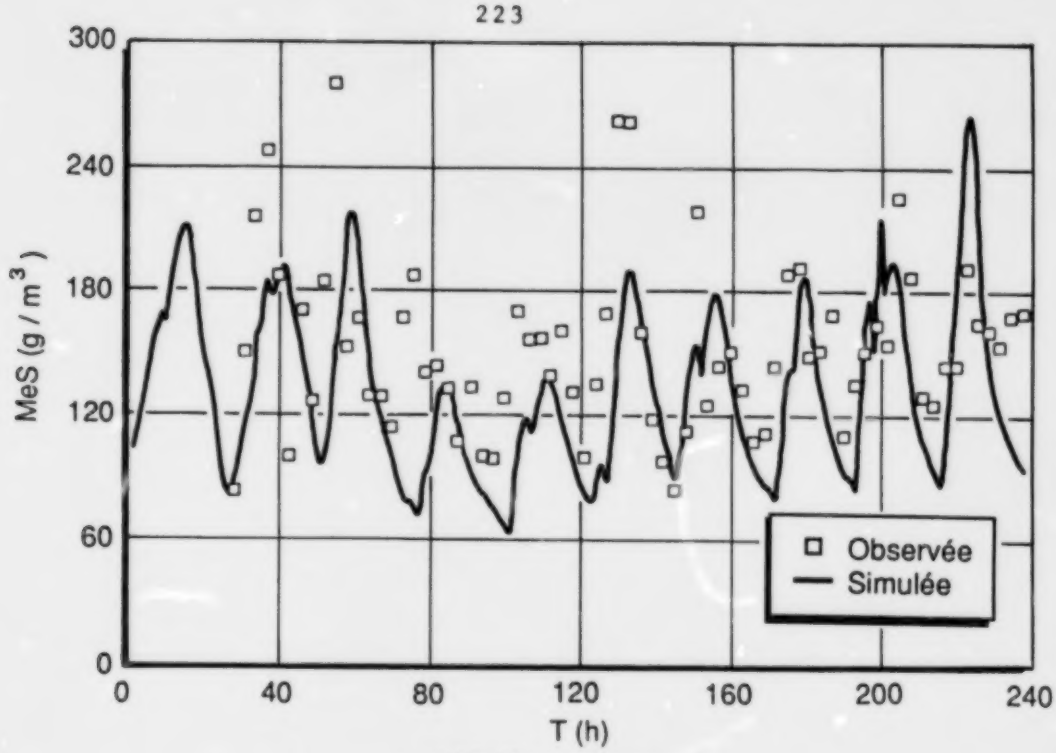


a) Matières en suspension

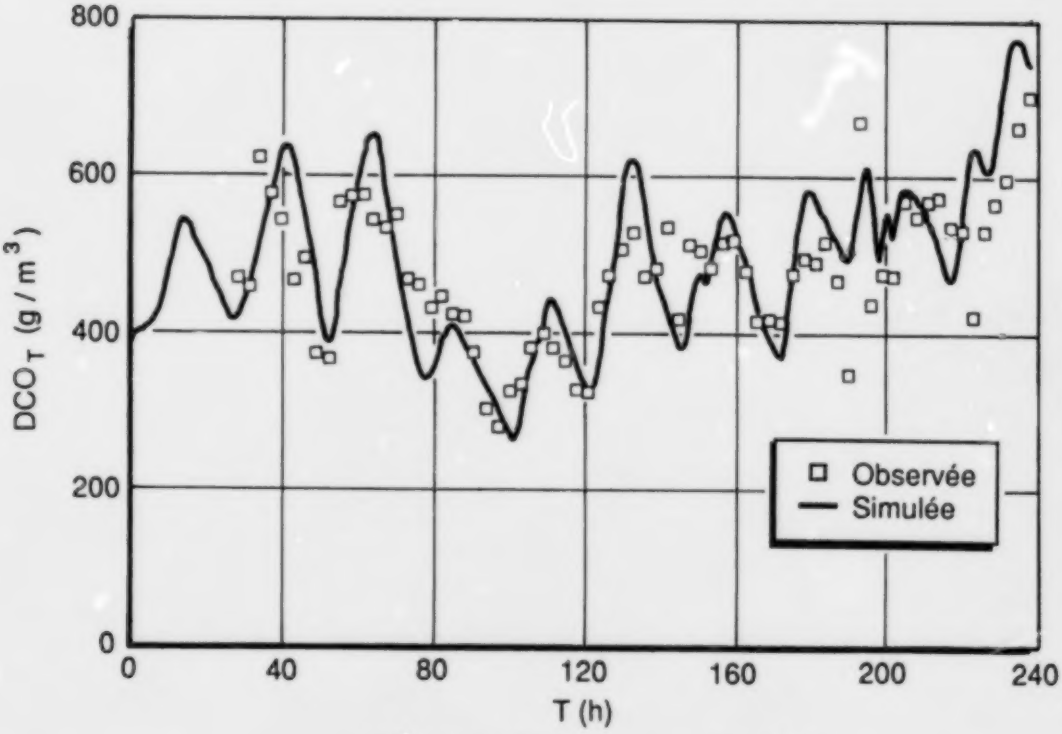


b) Débit

Fig. 7 - Affluent du décanteur primaire.

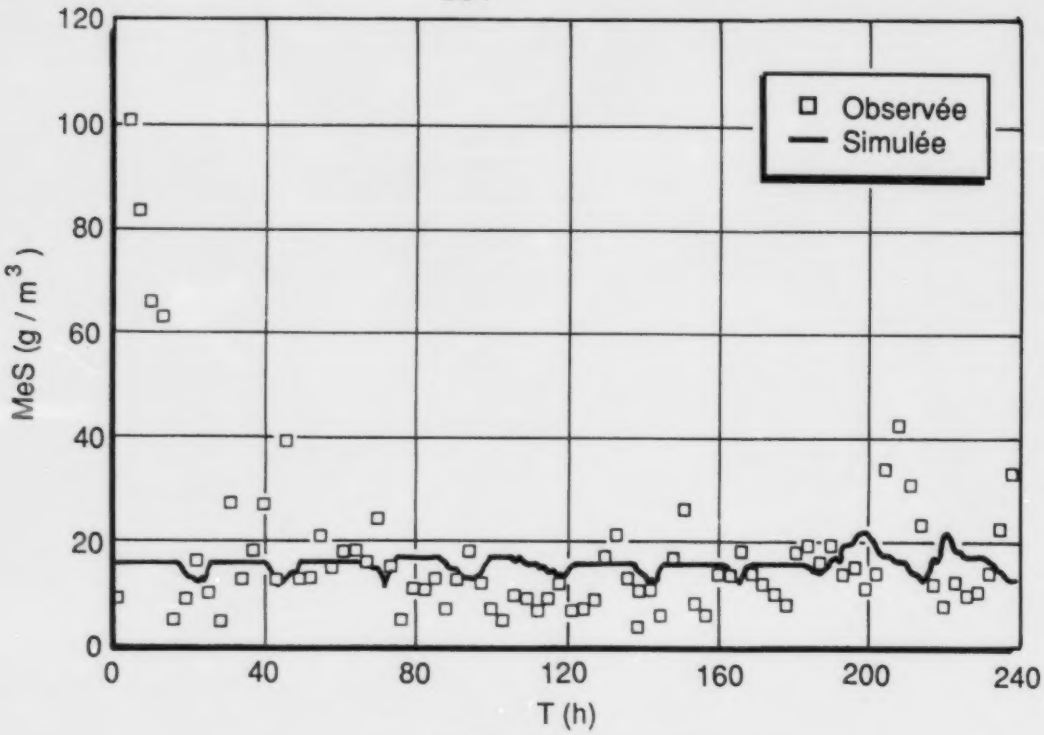


a) Matières en suspension

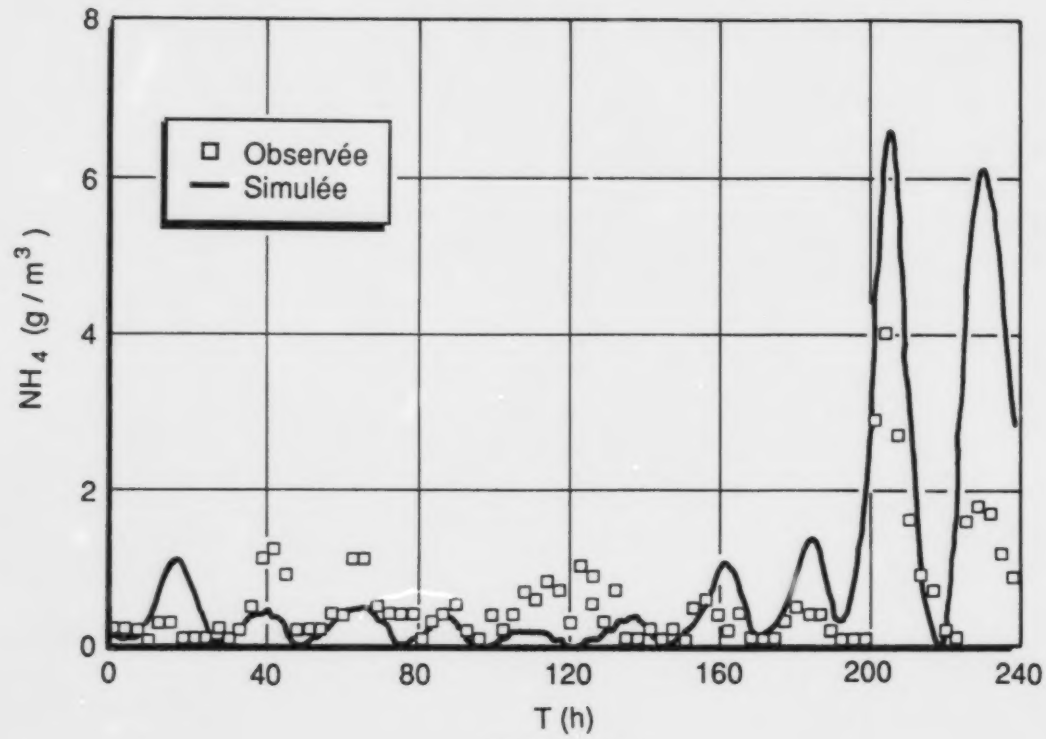


b) Demande chimique en oxygène totale

Fig. 8 - Effluent du décanteur primaire.



a) Matières en suspension



b) Ammoniac

Fig. 9 - Effluent du décanteur secondaire.

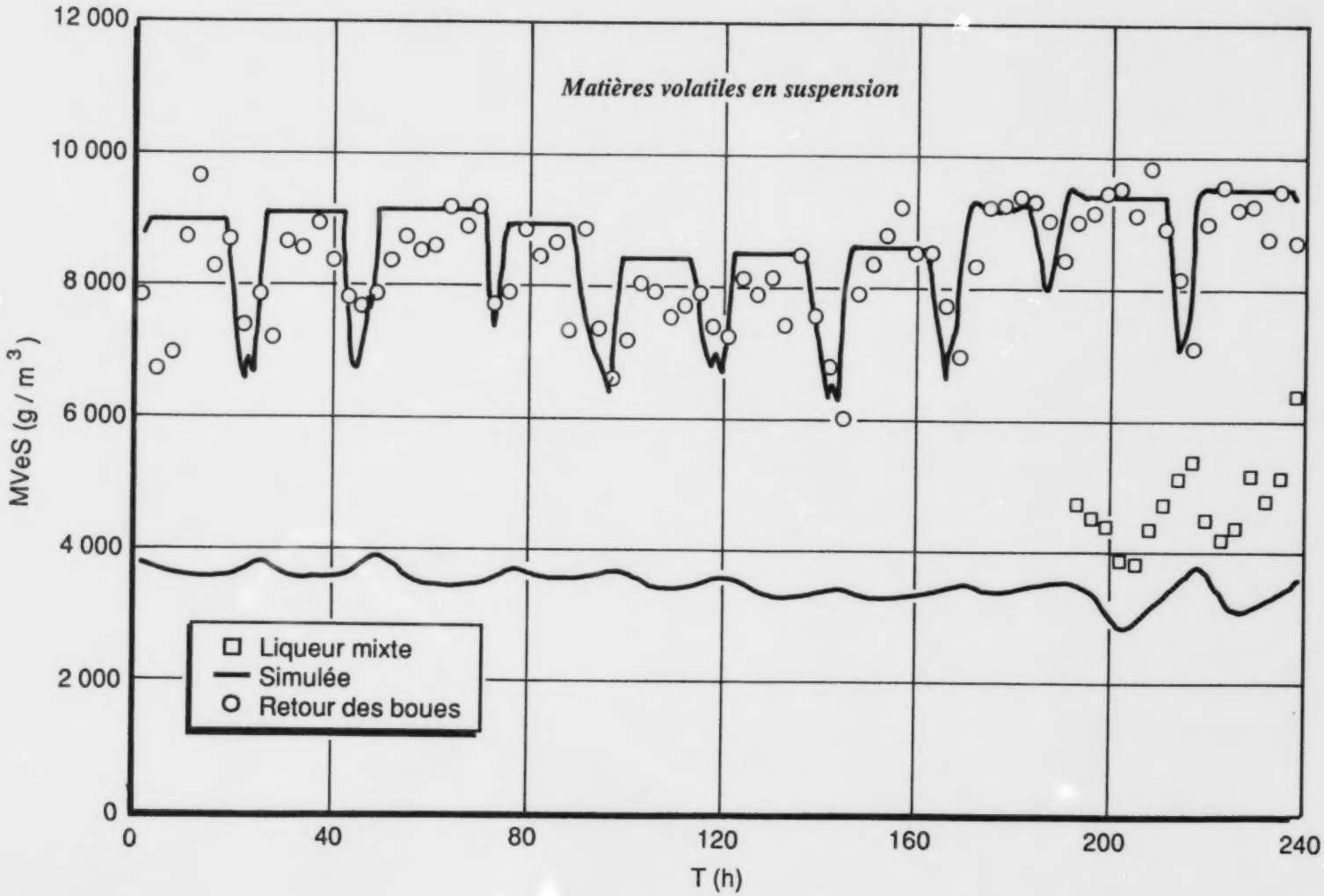


Fig. 10 - Liqueur mixte et retour de boues.

POLYMER DOSAGE CONTROL FOR A HIGHER EFFICIENCY OF SOLID-LIQUID SEPARATION PROCESSES

Guenter Schrank

BTG Anlagentechnik GmbH, P.O. Box 102068, D-4630 Bochum
Federal Republik of Germany

Abstract

The wastewater treatment process can generally be devided into two main processes, the biological decomposition of dissolved organic components and the solid-liquid separation process. Solids: Inorganic and organic undissolved matter are separated from the liquid stream in several process steps. To ensure a good separation efficiency many different chemicals are added to the solid-liquid dispersion. Among other things, the variety of flocculants makes it very difficult to control the polymer dosage. However, weak flocculant dosage control can strongly affect the efficiency of the separation plant or equipment, and the predicted effectiveness of this process step cannot be achieved. To counter this difficulty, a control system working in most applications has been developed. This system performs operation almost independent of the separation process or the type of flocculant used. The system and its function will be described in using three different field installations in different applications as examples. These are a flotation cell , a filtration plant and a centrifuge. Depending on the function of operation in the past as well as on the size of the plant, the pay-back period will most certainly cover less than half a year.

1. Introduction

The two essential process steps in wastewater treatment are the biological decomposition and the separation of solids and liquid. This solid-liquid separation takes place in screens, grid chambers, primary sedimentation basins, final sedimentation basins and, the case being, in a filtration plant. For sludge treatment, thickeners and dewatering machines have to been added.

The statical separators used are sedimentation basins or gravity thickeners which are mostly round or longitudinal basins respectively tanks which are equipped with additional devices, such as sludge scrapers and evacuators. Wherever required by the process, dynamical separators are used as well. These are centrifuges for sludge dewatering or excess-sludge thickening, flotation plants for sludge thickening, filter presses and pressure

or vacuum filters for the subsequent wastewater treatment respectively dewatering.

As different as the processes taking place in these separators may be, there are nevertheless eight basical requirements to be fulfilled by each of these processes. A separation process therefore is to

- have a high separation capacity,
- require a minimum amount of maintenance,
- have a high loading capacity for sludge surges,
- have a low energy consumption,
- be suitable for automation,
- have reduced dimensions,
- have low investment and low operating costs.

A good separation performance can be achieved among other things by adding chemical agents as coagulators and/or flocculants. Due to these auxiliary agents the undissolved or the dissolved substances in the water can form greater agglomerates, the subsequent separation of which is then easier.

The choice of a suitable polymer based on laboratory studies and tests is relatively easy. Far more difficult, however, is the correct dosage in the process as the wastewater stream may present strong variations of flow together with aggravating changes of the degree of impurity. In such case, the reaction behaviour and the reaction velocity are largely dependent on the pH value of the water.

In view of the fact, however, that a wrong dosage may adversely affect the separation performance and also the rentability of the separator and unnecessarily complicate the further treatment of the two separation products, an automated and optimised polymer dosage is often required.

2. Measuring technique and control loop

For a control system to operate we first need a quantity that can be continously measured. Besides the inflowing sludge volumes and the flocculants used, the target variable of the control system has to be determined. The amount of flocculant is to be controlled in order to obtain the greatest possible clarity (cleanliness) of the centrate, the filtrate or the clean water of sedimentation basins and thickeners or otherwise to achieve a high concentration or a high solid content of the sludge. Depending on the application and the range of concentration different measuring procedures can be used to determine the solid content in liquids.

A well-known solution for this case is the control of the auxiliary agent dosage by measuring the turbidity in the

clean water of the separator and by measuring the suspended solids content in the inlet of the separator. As these measuring instruments have proved quite successful in separation processes they are also used for control purposes in the FLOCCONTROL system.

Fig. 1 shows the control loop of the FLOCCONTROL system for any type of separation process.

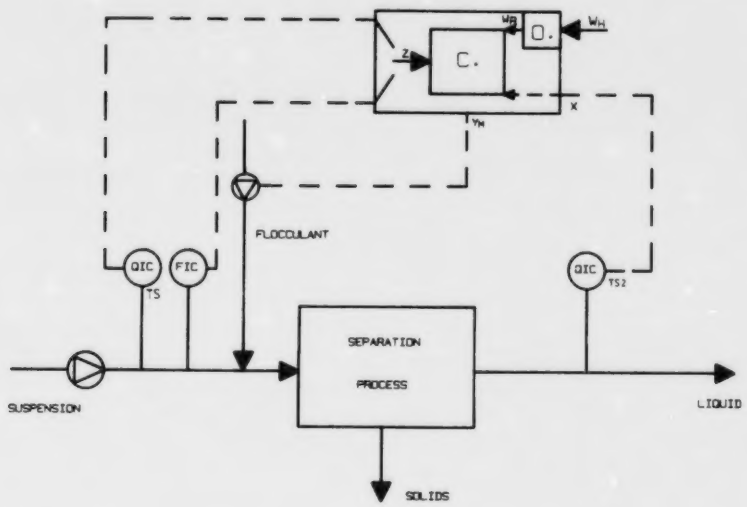


Fig. 1. Separation process - Control loop

In a separator a suspension is separated into a liquid and a solid phase. A flocculant is added to the suspension, and the volume F_S of the inflowing medium as well as its solid content Q_{TS} are measured. Another measuring instrument for the solid content (turbidity) Q_{TS2} is installed in the liquid phase outlet. The volume flow of the added flocculant F_F is determined by the adjustment of the dosage pump. The controller used is a PI controller. The clean water outlet is to be controlled by varrying the amount of flocculant. For this purpose, the controlled variable **x** of the outlet turbidity Q_{TS2} is compared to a reference variable **w** set by hand. The correcting variable **y** is determined by the controller based on its choosen behaviour. The disturbance variable mass flow **m** is given by the volume flow F_S and its solid content Q_{TS} and is multiplied by a weighting coefficient **k**.

$$m = \frac{F_S\ (\%)\ \ Q_{TS}\ (\%)}{100\ (\%)}$$

Thus, the user has the possibility of increasing or reducing the influence of the disturbance variable on the control loop. The values for F_S and Q_{TS} are expressed in

% between 0 and 100 of the measuring range. The correcting variable y_m acting on the flocculant dosage pump in case of a disturbance variable feed-forward is formed by addition.

$$y_m = y + m$$

With this type of control, the FLOCCONTROL system works like a commercial PI controller.

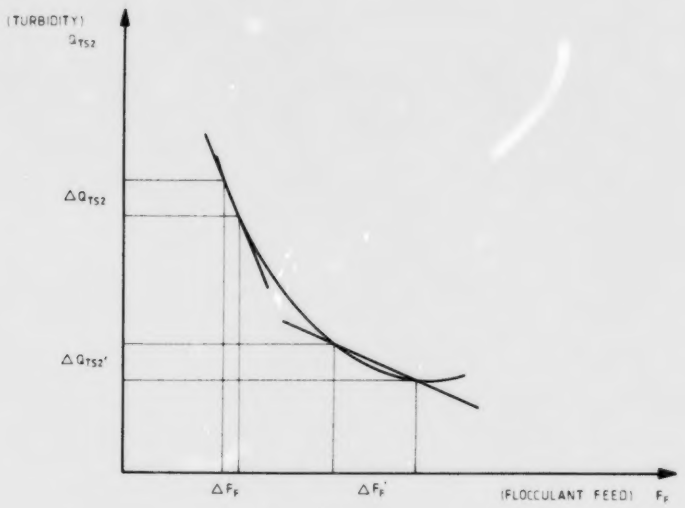


Fig. 2. Turbidity (effluent) vs. flocculant feed

The qualitative relationship between the amount of flocculant used and the turbidity in the effluent can be seen from fig. 2. If the flocculant dosage is increased, the turbidity of the clean water is first reduced to a minimum but may then rise again if the dosage is increased further. The shape of the curve shown is dependent, among other things, on the composition of thesludge and other process parameters. This means, that the location of this curve may vary frequently and within very short periods of time. Due to this, a fixed reference variable for the effluent turbidity w_H can either make an unnecessarily high amount of flocculant necessary (without possibly achieving the control purpose) or otherwise prevent a considerably better result from being achieved with a minimum increase of the amount of flocculant.

The optimisation of the flocculant dosage as such begins here when the control loop has reached stability.

3. Optimisation algorithm

The flow chart of the optimisation is shown in fig. 3.

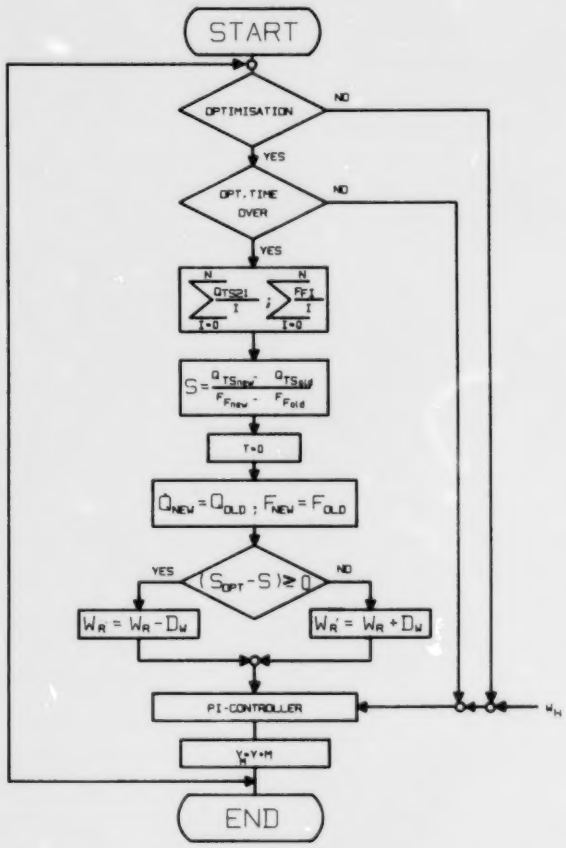


Fig. 3. Optimisation algorithm

At first, the programme checks whether the optimisation is on or not. If the optimisation is off, the system works as a PI controller with a reference value w_H set by hand. If it is on, the programme checks whether the time for an optimisation phase has elapsed. If the answer is negative, the controller continues to operate with its old values. The optimisation time should be approximately five times as long as the dead time of the process or even longer. When the optimisation time has elapsed the operating point S (fig. 2) is computed again. For this purpose, the system continuously computes the mean value of F_F and Q_{TS2} within the optimisation phase. S is then represented by the ratio of the differences between F_{Snew} and F_{Sold} and Q_{TS2new} and Q_{TS2old}.

$$S = \frac{Q_{TS2new} - Q_{TS2old}}{F_{Fnew} - F_{Fold}}$$

After resetting of the internal clock for the determination of the optimisation time, the system checks whether the optimal point of the operation s_{opt} has been reached. For this purpose, the difference between optimal and actual operating point is computed.

$$d = S_{opt} - S$$

If the optimal operating point has not yet been reached or is just being reached, the reference value of the controller w_r is reduced by a small amount **dw** for optimisation, i.e. the flocculant dosage is increased. If the actual operating point is below the operating point, the reference value of the controller is increased by the amount **dw** and the chemical dosage thus lowered.

$$w_r = w_{old} - dw \qquad \text{or} \qquad w_r = w_{old} + dw$$

After elapsing of the new optimisation time, this process is continuously repeated and the reference value adapted to the change.

The FLOCCONTROL system thus becomes independent of the location of the curve (cf. fig. 2) and can also react quickly to changes of the same. For safety reasons, minimum and maximum values for the turbidity of the clean water are preset and the rate of dosage limited to a minimum and a mixiumum value. If one of these limit values is reached, the system alarms the operating staff. The following examples will show how this system works in practice.

4. Examples

4.1 Flotation plant

The plant is an industrial purification plant in which the process wastewater is cleaned by means of flotation and subsequently used again in the process.This plant is shown in the diagram in fig. 4.
The wastewater flows via a buffer tank into the flotation cell. By adding NaOH the pH value of the wastewater is raised to values between 7 to 10. An auxiliary flotation agent I is added at a constant dosage of 1.2 l/h. The flotation agent as such is then added at a dosage controlled by the FLOCCONTROL system. The cleaned water is neutralised by H_2SO_4 before it is being pumped into the process water tank.

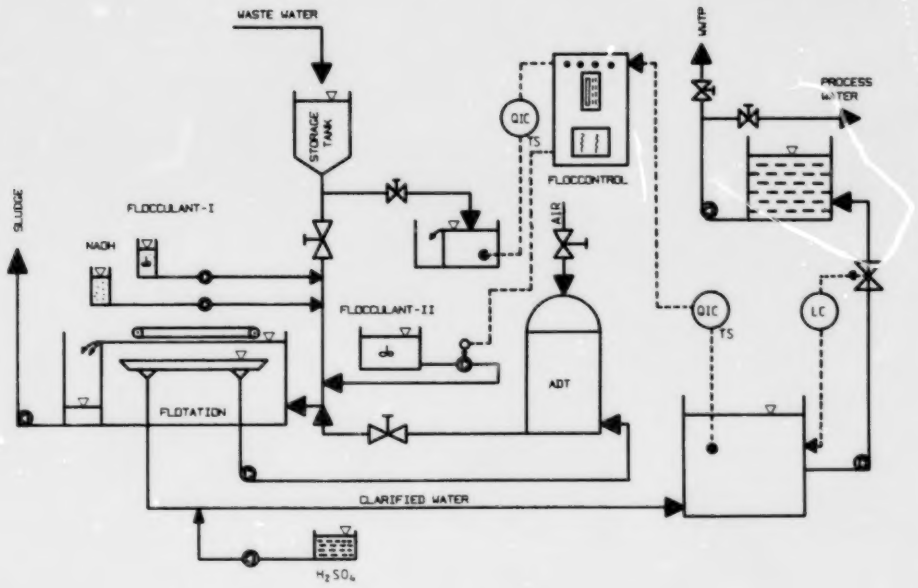


Fig. 4. Flotation plant

The process data pertaining to this control system are the following:

Medium:	Wastewater
pH - inlet:	7 - 10
- outlet:	7.2 - 7.8
Temperature:	23 - 35 ° C
Flow - inlet:	30 l/h
Volume - cell:	36 m^3
Suspended solids:	
raw water	200 - 4000 mg/l
clean water	10 - 100 mg/l
Flow Flocculant I:	1.2 l/h
Flow Flocculant II:	33.5 - 145.5 l/h

The control system was installed in 1987. The only disturbance variable used is the inlet turbidity as the volume flow is practically constant due to the buffer tank. According to the user the advantages of this automated and optimised addition of flocculant are the following:

- Relief of the operating personnel
- Constant process run
- Very high separation performance
- Low residual turbidity
- Chemical saving of approx. 20 %

The curve shown on the strip chart in fig. 5 for any period of time and with or without optimisation for the solid content in the inlet and the turbidity in the outlet proves the efficiency of this control.

Without optimisation (period A) the turbidity in the outlet varies by up to 15 mg/l due to the concentration differences of up to 900 mg/l in the inlet. With the optimisation (period B) the turbidity decreases gradually and remains virtually constant on a relatively low level. Even strong variations of the inlet concentration of abt. 1100 mg/l only lead to minor variations of abt. 5 mg/l in the outlet.

Fig. 5. Suspended solids and turbidity recording

4.2. Filtration plant

In this water-treatment plant the cooling and process water taken out of an adjacent river is cleaned in three gravel filters operated in parallel. The overall capacity of the plant is approx. 300 m^3/h. As the part of suspended and colloidal substances in the raw water varies, the addition of coagulators is required after a certain degree of impurity has been reached. This threshold is reached at a solid content of approx. 400 mg/l. The coagulator used is a ferric chloride/sulfate solution which can be added at a dosage of 20 l/h maximum. The process sequence as well as the measuring systems used are shown in fig. 6.

Here again, the control system used is an optimised control with the introduction of a disturbance variable. The disturbance variable is given by the product of volume flow and solid content. In addition, a differential pressure measurement between inlet and outlet of the individual filters has been installed in order to be able to automate the back-washing process of

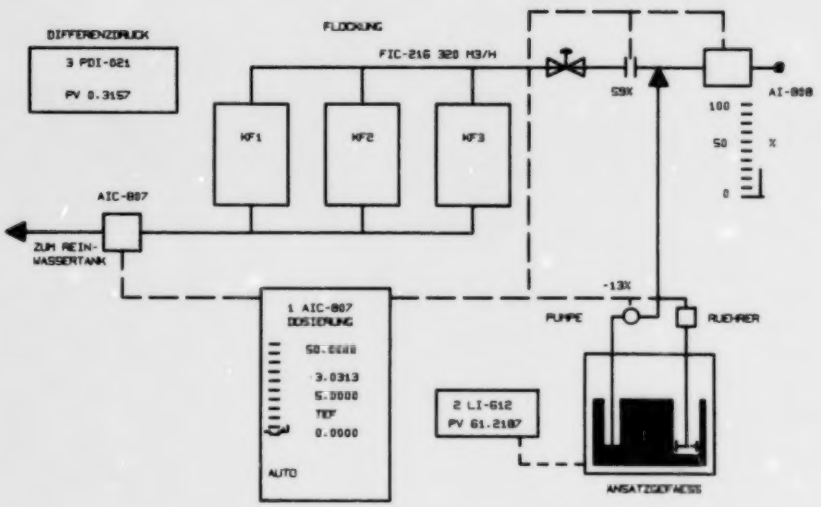


Fig. 6. Filtration plant

the filters as well. The filter back-washing process is either event-controlled, i.e. if the differential pressure in one of the filters exceeds 0.5 bar, or time-controlled every 48 hours.

The control-relevant process variables are listed in the following:

Medium:	Raw water
pH - inlet:	7.2
Temperature:	23 - 35 ° C
Flow - inlet:	300 m^3/h
Suspended solids:	
raw water	10 - 1000 mg/l
Turbidity:	
clean water	0 - 10 FTU
Flow Flocculant:	0 - 20 l/h

The effect of the control on the filter outflow is again demonstrated by a strip-chart recording (fig. 7). It can be clearly seen how the turbidity settles at a stationary value after a variation in the inlet. This is due to the fact that the process dead time is considerably longer than the optimisation time chosen. This requirement was made by the user in view of enabling a better checking of the controller action.

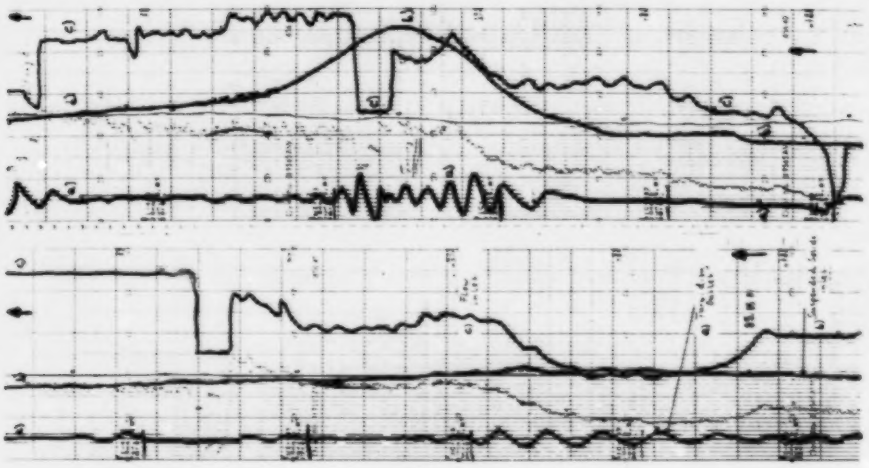


Fig. 7. Strip-chart recording

The user of this plant summaries the results of the optimised control as follows:

- Relief of the operating personnel
- Constant process-water quality
- Safe operation of the plant and
- a 50 % reduction of the amount of chemicals used.

4.3 Centrifuge

The centrifuge is part of the dewatering/thickening system of a municipal wastewater treatment plant. The technical data of the centrifuge which is used for waste activated sludge thickening are the following:

Medium:	Waste activated sludge
Flow - inlet:	30 - 70 m^3/h
Suspended solids:	
inlet	4 -8 g/l
centrate	0 - 0.5 g/l
sludge	60 - 80 g/l
Centrifuge:	
RPM	max. 1985 1/min
	norm. 900 1/min
differential speed	5 - 10 1/min
	norm. 7 1/min
Flocculant:	
spec. amount	3 - 4 g/kg

The working principle of the w a s - thickening centrifuge and the type of control is shown in fig. 8 and is described in chapter 2.

The curve shown on the strip chart in fig. 9 for any period of time proves the efficiency of this control. The suspended solids content in the inlet (3) varies between 6 and 8 g/l. Before the control was implemented the flocculant pump was fixed to approx. 900 l/h. With the optimisation the average flocculant flow (2) is now

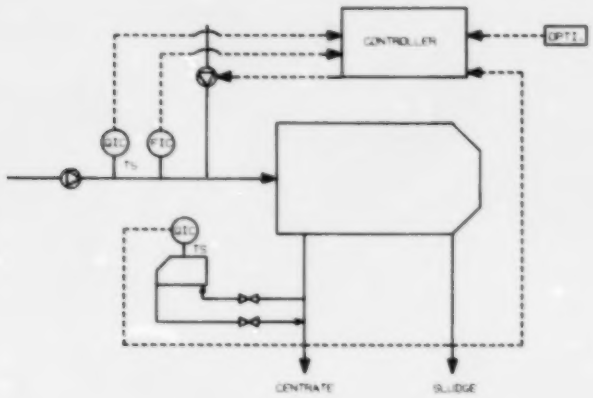


Fig. 8. Sludge thickening by centrifuge

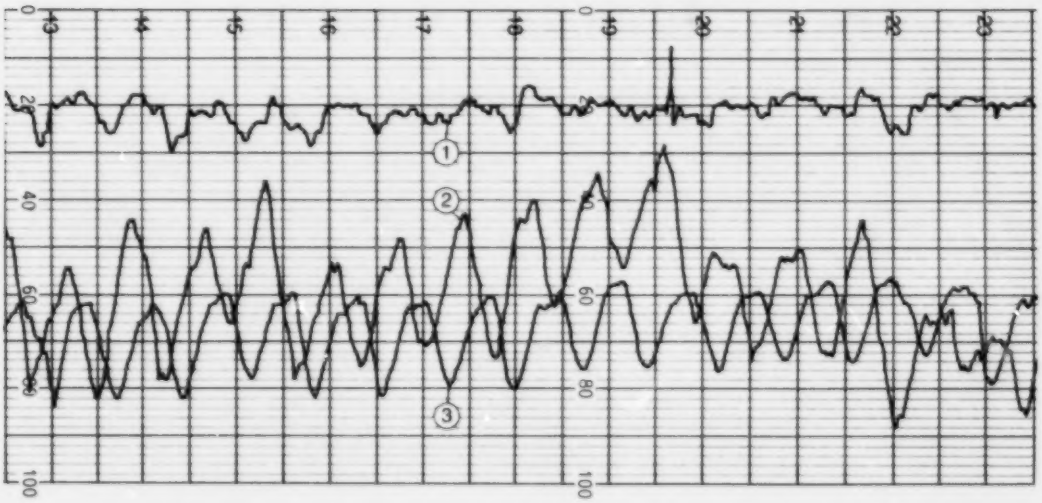


Fig. 9. Recording of process parameters

approx. 500 l/h. The concentration of the centrate (1) as another result of this control varies only between 80 and 150 mg/l.

5. Conclusions

The examples mentioned before show that it is possible to build up sufficiently precise control systems for the solid-liquid separation by measuring the amount of solids contained and the turbidity. In the field of wastewater treatment this can bring about considerable process improvements which, besides a stabilisation of the separation degree, may also enable partly considerable savings of chemicals. The experience made in sludge dewatering shows that the use of such a system is possible with good results. It should, however, not be ignored that the system also has its limits which are largely dependent on the separator. In case of the superposition of other mechanisms on the control-loop action, such as the action of the differential speed control for centrifuges, a longer optimisation time will be required for the adaptation of the system.

6. References

Schrank, G. (1989). Dosage control for a higher efficiency of the separation process. Proceedings IAWPRC-conference. München (July 1989). 215 - 225.

Winter, F. (1989). Optimierte Flockungsmitteldosierung am Beispiel der Schlammeindickung /Schlammentwässerung. Proceedings 3. BTG WASTEWATER-AND SLUDGE TREATMENT-conference. Düsseldorf (September 1989).

SYMPOSIUM INTERNATIONAL SUR LE TRAITEMENT DES EAUX USEES
20 - 21 novembre 1989, MONTRÉAL

APPLICATION DU SYSTEME CAD/CAE SIMTAR A LA CONCEPTION DES USINES DE TRAITEMENT D'EAUX USEES

Gassó S., J.M. Baldasano et C. Celades

Dpto. de Proyectos de Ingeniería. Universidad Politécnica de Cataluña. Diagonal, 647. E-08028 Barcelona (Espagne).

RESUMÉ: Dans ce travail on expose le système CAO "SIMTAR" qui permet de réaliser la conception et d'étudier les conditions opératoires des Usines de Traitement d'Eaux Usées. Ce logiciel a, en outre: un module de conception, un module économique réalisant l'estimation des coûts d'investissement et d'opération de ces usines, et un module graphique pour la réalisation des plans des équipements faisant partie du procédé. L'entrée de données est interactive via ménus, en liaison avec une interface graphique permettant de créer le diagramme du traitement et de simulation.

1. INTRODUCTION

Le fait de que les ordinateurs permettent de manipuler rapidement et aisément une grande quantité d'information, a eu une influence décisive sur le fort succés de ces matériels comme des outils pour résoudre des problèmes que, dû à leur complexité, étaient difficiles d'aborder avec les moyens traditionels.

Le développement de programmes de plus en plus complexes et puissants est associé à l'amèliorement des prestations des matériels informatiques, à

l'augmentation de leur vitesse de calcul, et de leur capacité graphique, et à la forte diminution de leur coût. Mais, afin de profiter au maximum des larges possibilités que ces matériels offrent, il faut créer un "software" adéquat qui s'adapte aux besoins spécifiques de l'utilisateur (Getty et al., 1987).

Dans le domain technologique du traitement d'eaux usées, disposer d'un système CAD/CAE pour des Usines de Traitement D'Eaux Usées (UTEU), tel que celui qui est présenté dans cet article, permet de faire une évaluation rapide des coûts, d'économiser du temps et de l'argent et d'améliorer les résultats obtenus (Ali et al., 1984; Pineau et al., 1985). Ces points s'encadrent dans un domain technologique dont les Etats-Unis et le Canada (Environment Canada, 1974; McGhee el al., 1983, Getty et al. 1977) ont une certaine expérience, mais limitée en Europe (Tyteca et al., 1977), surtout en ce qui concerne le dimensionnement des équipements et l'estimation de coûts.

Le but de cette communication est de présenter les résultats d'un travail aboutissant à un système de conception assistée par ordinateur, appelé SIMTAR, pour des Usines de Traitement d'Eaux Usées.

2. DESCRIPTION DU SYSTEME CAD/CAE

Le système CAD/CAE développé permet de réaliser la conception de nouvelles usines de traitement et de vérifier le fonctionnement de celles qui sont déjà en route, au moyen de l'étude rapide et fiable de différentes alternatives de traitement, que l'utilisateur peut définir. En plus, il fait l'évaluation économique et dessine les plans des solutions retenues (Gassó et al., 1988).

Sur la figure 1 on montre la structure générale de SIMTAR, où l'on peut distinguer les principaux modules intégrant le système. Son structure est tout à fait modulaire, afin de maximiser l'efficacité de fonctionnement et de faciliter son élargissement.

En plus, afin de faciliter au maximum la communication avec l'utilisateur, on a développé, à l'aide du standard graphique GKS ("Graphical Kernel System"), une interface graphique d'entrée incluant une bibliothèque de symboles des unités de traitement intégrant le système CAD/CAE.

Cette interface graphique, nommée SIDRAL, es totalement interactive et permet de choisir le diagramme de traitement et de simulation, de définir la matrice de procédé et d'établir la séquence de calcul (définir la topologie de l'usine). Et tout ceci à partir d'une bibliothèque dans laquelle il y a 21 symboles des équipements utilisés dans le traitement d'eaux résiduelles (Celades, 1989).

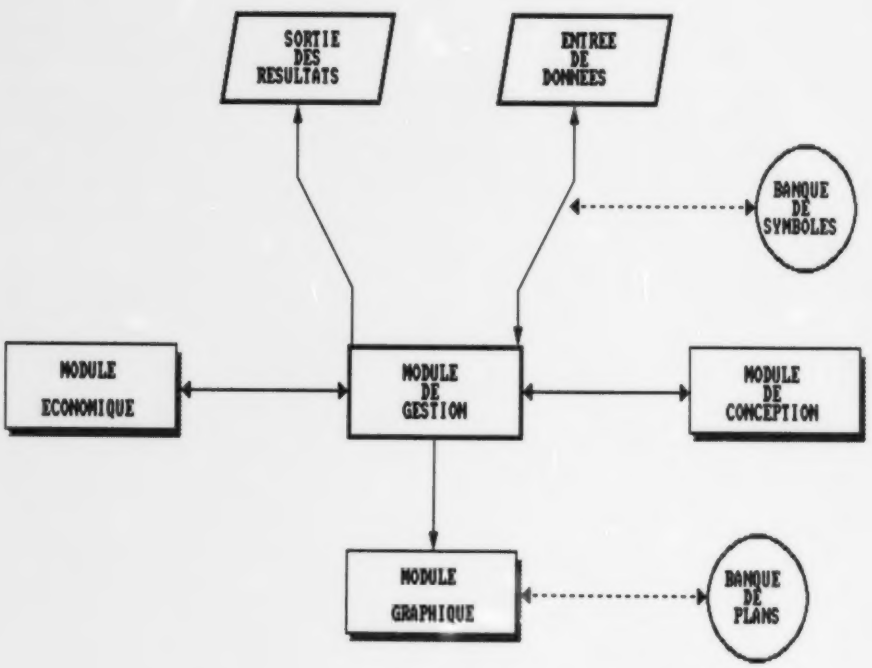


FIGURE 1. STRUCTURE GÉNÉRALE DU LOGICIEL SIMTAR.

Ce système est composé, dans sa version actuelle, par ces quatre modules:

Module de Gestion.- Il est chargé d'organiser les flux d'information entre les systèmes d'entrée des données et de sortie des résultats, et entre les différents modules. Le module gère aussi la communication entre SIMTAR et l'utilisateur, d'une façon totalement interactive via ménus.

Module de Conception et d'Operation.- Il est integré par un ensemble d'unités de calcul, basées sur leurs modèles mathematiques respectifs. Ces unités simulent les différentes opérations de traitement, aussi bien en conception qu'en opération, suivant une approche modulaire séquentielle, et avec une grande souplesse pour que l'utilisateur puisse choisir la configuration d'épuration.

Module Economique.- Il est chargé d'estimer les coûts d'investissement, ainsi que les coûts de fonctionnement et de maintenance, pour les alternatives de traitement choisies par l'utilisateur.

Module Graphique.- Il permet à l'utilisateur dessiner les plans des équipements à partir d'une banque de Plans Basiques, creée exprésement pour et intégrée à ce module. Ces plans peuvent être modifiés selon les besoins de chaque project. Le module permet aussi de faire l'implantation et le levé frontal de la configuration de traitement choisie.

Dans la version actuelle du Module Graphique (Puig, 1987), la banque de Plans Basiques est formée par les plans de 36 appareils utilisés habituellement dans les UTEU. Ce module offre aussi la possibilité d'ajouter des nouveaux plans à la banque, pour l'adapter aux exigences particulières de l'utilisateur.

La phylosophie du développement de SIMTAR est de type modulaire, de telle façon que chaque module puisse

travailler indépendamment des autres modules. Outre, ce système a été conçu selon les critères suivants:

- **Flexibilité**, elle est donnée par la structure modulaire de SIMTAR et permet de s'adapter aux conditions de fonctionnement que l'utilisateur souhaite établir.

- **Robustesse**, le fonctionnement du programme est assuré même dans les conditions les plus extrêmes de conception, en avertissant à l'utilisateur que l'on est en dehors des limites normales pour lesquelles le programme a été développé.

- **Versatilité idiomatique**, le système est indepéndant de la langue utilisée.

- **Maximum des facilités de communication** entre l'utilisateur et le programme, moyennant l'utilisation de ménus et d'une banque graphique de symboles, permettant de définir interactivement le diagramme de traitement.

- **Définition d'intervalles et de valeurs par défaut** pour les paramètres de conception, servant de guide pour l'utilisateur, dans le cas où ces paramètres soient diffiles à obtenir.

Quant à la définition du langage du code et les caractéristiques informatiques de ce système CAD/CAE, on peut considérer deux parties: numérique et graphique.

La partie numérique a été programmée en FORTRAN-77 suivant les règles les plus générales de ce langage. Tandis que pour la partie graphique, on a utilisée le système de dessin AUTOCAD, le langage de programation AUTOLISP (réalisation de la banque de plans) et le standard graphique GKS (pour créer l'entrée graphique de diagramme de simulation). Pour le développement des ménus (type "pull down"), on a utilisé un système CASE et le langage de programation C. L'emploi de ces langages et ces systèmes de programmation permet la transportabilité de SIMTAR entre différents matériels.

En effet, il peut fonctionner sur des ordinateurs personnels basés sur le système opératif DOS -avec un microprocesseur 8086/88, 80286 ou 80386- ou sur d'autres matériels tels que des "workstations" travaillant sous UNIX.

3. APPLICATION ET DISCUSSION DES RESULTATS

Afin de montrer l'applicabilité du système SIMTAR, on a utilisé ce système pour comparer le design des UTEU de Gerona et d'Alcoy (Espagne).

Dans ces usines on utilise, d'une part, un système classique de boues activées, integré par les unités suivantes: dégrillage, déssablage, décantation primaire, boues activées (réacteur biologique plus clarificateur sécondaire) et chloration pour le courant des éaux, et d'autre part, des procédés d'épaississement (épaisseur par gravité), de digestion anaérobie et de déshydratation pour le conditionnement des boues.

Les données de départ utilisées pour la conception les usines de Gerona et d'Alcoy sont présentées sur le tableau 1. Ces données sont rapportées aux caractéristiques de l'eau entrant à l'usine, à la qualité minimale réquise pour l'effluent, ainsi qu'aux consommations d'énergie et des réactifs prévues dans l'exploitation de l'installation.

3.1 CALCUL DES DIMENSIONS DES EQUIPEMENTS

Comme une application du système SIMTAR, on n'a consideré que les unités de calcul qui sont actuellement disponibles dans le Module de Conception: dégrillage, déssablage, décantation primaire, boues activées, chloration et épaississement.

TABLEAU 1. DONNEES UTILISEES DANS LA CONCEPTION DES UTEU DE GERONA ET ALCOY.

	GERONA	ALCOY
DONNEES DE CONCEPTION		
Population (hab.)	130000	53333
Charge (l/hab./jour)	300	300
Débit moyen (m^3/h)	1667	667
Débit maximun (m^3/h)	2500	997
DBO_5 (mg/l)	375	450
Matières en susp. (mg/l)	450	350
DONNEES D'OPERATION		
Cons. électrique (kWh/m^3)	0.3	0.3
Cons. de réactifs (kg/jour)		
- chlore	240	96
- polyélectrolyte	46	18
QUALITÉ DE L'EFFLUENT		
DBO_5 (mg/l)	30	30
Matières en susp. (mg/l)	45	30

Quant aux paramètres de conception spécifiques de chaque unité de traitement, on a utilisé les valeurs par defaut existantes dans le Module de Conception.

La définition du système de traitement a été realisé de forme graphique. Sur la figure 2 on peut voir le diagramme de simulation du procédé consideré.

Aux tableaux 2 et 3 on compare les résultats obtenus dans la conception du décanteur primaire (usine de Gerona) et des boues activées (usine d'Alcoy)

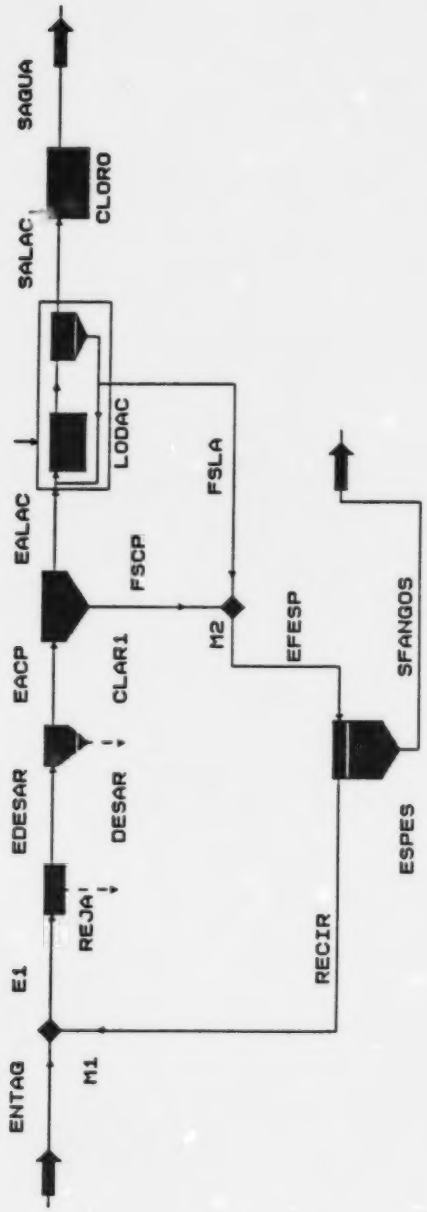


FIGURE 2. DIAGRAMME DE SIMULATION.

respectivement, avec les données de conception retenues pour la construction de ces UTEU.

Dans ces tableaux-là on peut remarquer que les résultats obtenus par SIMTAR, en ce qui concerne le dimensionnement de l'équipement, sont très équivalentes à ceux adoptés.

Les différences entre les valeurs proposées et les valeurs calculées sont équivalentes, tel que l'on peut constater dans le cas de Gerona et d'Alcoy. Ces discordances sont dues, fondamentalement, aux différents critères de conception utilisés dans le dimensionnement de l'équipement. Il faut dire que dans SIMTAR, les caractéristiques des courants (débit, DBO_5, solides en suspension, etc) entrant dans chaque unité de traitement et influant sur ces dimensions, sont calculées au moyen du bilan de matière correspondant. Par contre, dans les projets examinés, le courant entrant à l'usine est utilisé comme le seule courant de conception pour tous les équipements.

3.2 ESTIMATION DE COUTS

Les coûts d'investissement et de fonctionnement pour les usines de Gerona et d'Alcoy, ont été estimés à partir des données de conception. Les coûts calculés pour SIMTAR ont été comparés avec les valeurs données dans le budget du projet.

Les résultats de l'estimation de coûts de ces usines-là obtenus avec SIMTAR apparaissent sur le tableau 4.

TABLEAU 2. DECANTEUR PRIMARE, UTEU DE GERONA.

PARAMETRES	SIMTAR	GERONA
Type de décanteur primaire	CIRCULAIRE	CIRCULAIRE
Nombre d'unités	2	2
Charge ($m^3/m^2/h$)		
Débit moyen	1.1	1.05
Débit maximun	2.2	1.57
Durée de séjour (h)		
Débit moyen	2.7	2.53
Débit maximun	1.8	1.7
Charge sur déversoir ($m^3/m/h$)		
Débit moyen	8.6	--
Débit maximun	12.9	--
MS eliminée (%)	63	70
DBO_5 eliminée (%)	37	33
Par unité:		
Pente (%)	8	8
Diamètre (m)	31	26
Hauteur cilindrique (m)	3.0	2.6
Hauteur au axe (m)	4.2	3.4
Surface (m^2)	755	531

TABLEAU 3. BOUES ACTIVÉES, UTEU D'ALCOY.

PARAMETRES	SIMTAR	ALCOY
REACTEUR BIOLOGIQUE		
Type de réacteur	rectang.	rectang.
Nombre de réacteurs	2	2
Concentration de VSS (mg/l)	3000	3000
Hauteur (m)	4.5	4
Charge massique ($dias^{-1}$)	0.5	0.4
Rendement d'épuration DBO_5 (%)	94	91
Durée de vue des boues (jours)	5.7	--
Durée de séjour hydraulique (h)	6.7	--
Volume unitaire (m^3)	3365	2010
Largeur (m)	27	39
Longueur (m)	27	13
Charge volumique (kg DBO_5/m^3/jour)	1	--
AERATEURS DE SURFACE		
Nombre d'unités	8	6
Puissance unitaire (kW)	45	45
Cons. d'oxygène (kg/jour)	9790	6693
Cons. spécifique (kg O_2/kWh)	2	1.9
Puissance spécifique (kW/m^3)	0.053	0.066
CLARIFICATEUR SECONDAIRE		
Nombre d'unités	2	2
Durée de séjour (h)	3.9	--
Charge superficiellle ($m^3/m^2/h$):		
débit moyen	0.9	0.8
débit de pointe	1.7	--
Charge de solides ($kg/m^2/h$):		
débit moyen	4	--
débit de pointe	6	--
Rendement MS (%)	83	--
Diamètre (m)	23	24
Hauteur cilindrique (m)	3.5	--
Hauteur totale(m)	4.4	--
Charge du déversoir ($m^3/m/h$):		
débit moyen	4.7	4.4
débit de pointe	7.1	--

TABLEAU 4. APLICATION DU PROGRAMME SIMTAR POUR L'ESTIMATION DE COUTS DES UTEU DE GERONA ET D'ALCOY.

	GERONA	ALCOY
COUTS D'INVESTISSEMENT (mill. de Pts.)		
- ValeuR réelle	620.9	494.6
- Calculée par SIMTAR	704.1	507.6
- Erreur Absolue	83.2	13.0
- Erreur Relative	13.4	2.6
COUTS D'OPERATION (mill. de Pts./an)		
- Valeur réelle	68.5	42.6
- Calculée par SIMTAR	105.2	50.6
- Erreur Absolue	36.7	8.0
- Erreur Relative	54.0	18.8

D'ailleurs, les coûts d'exploitation et d'entretien calculés par SIMTAR, sont supérieurs aux valeurs de référence. Ceci est dû notamment aux motifs suivants: dans aucun des budgets examinés, on tient compte du coût correspondant aux frais de laboratoire, qui représente entre 10 et 20 % des coûts de fonctionnement. Et en plus, normalement, les entrepreneurs font un ajustement à la baisse pour une série de coûts.

3.3 DESSIN DES PLANS DES ÉQUIPEMENTS

Une fois réalisée le dimensionnement des équipements, le système SIMTAR permet d'avoir le dessin des plans des unités intégrant l'UTEU. Comme exemple

d'application de cette utilité, sur la figure 3 on montre des copies des plans à vue d'oiseau du décanteur primaire.

4. CONCLUSSIONS

SIMTAR est un système CAO où les différents étapes intervenant dans la conception d'une UTEU sont intégrées. Il a montré sa capacité pour réaliser de forme satisfaissante toutes ces étapes (définition du procédé, dimensionnement des équipements, estimation de coûts et dessin des plans des unités). Le système développé a aussi une structure modulaire et ouverte permettant l'élargissement et l'améliorement.

Le système a été vérifié moyennant l'analyse et la comparation des résultats obtenus par SIMTAR pour les usines de Gerona et d'Alcoy, qui sont déjà en route. On a pu constater que les résultats, aussi bien en ce qui concerne le dimensionnement des équipements que l'estimation de coûts, sont totalement équivalents à ceux qui ont été utilisées pour la construction de ces UTEU.

5. REMERCIEMENTS

Ce travail a été réalisée avec l'aide financière de "Dpt. d'Industria i Energia de la Generalitat de Catalunya", de la "Comissió Interdepartamental de Recerca i Innovació Tecnológica (CIRIT)" et de "Barcelona Tecnologia S.A.". Nous voudrions remercier ces institutions pour avoir permis la réalisation du projet.

6. REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Ali S., G. Donati, G.L. Marziano y M. Tenconi (1984). "*A Computerized Procedure for the Evaluation of Operating and Investment Costs*", Computers and Chemical Engineering, 8, 5, 301-307.

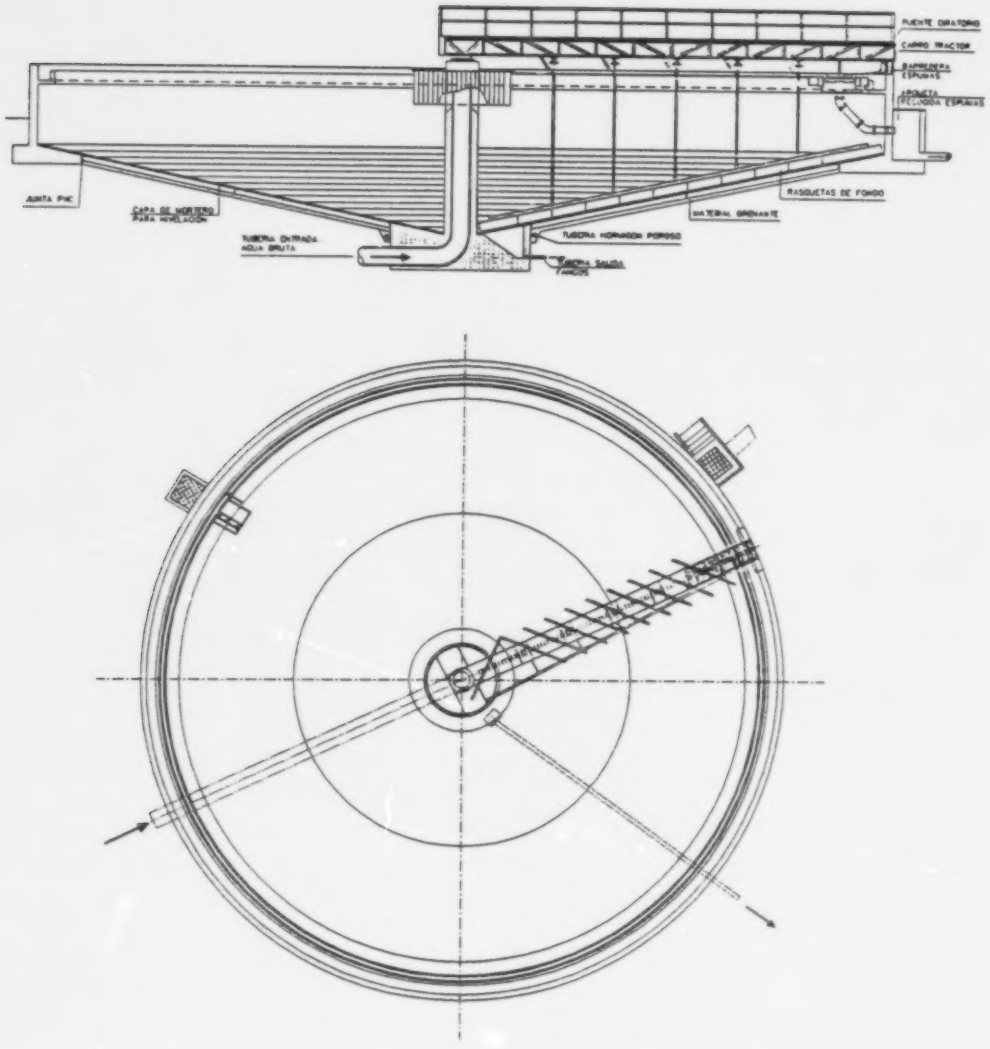


FIGURE 3. PLANS BASIQUES DU DECANTEUR PRIMAIRE.

Celades C. (1989). "*Desarrollo de un Programa Interactivo para la Representación Gráfica de Diagramas de Proceso de Tratamientos de Aguas Residuales*". PFC, ETSEIB - Universitat Politécnica de Catalunya.

Environment Canada (1974). "*Workshop on Computer Aided Design and Simulation of Waste Treatment Systems*", Report nº EPS 6-WP-74-1.

Gassó S., J.M. Baldasano y F. Gutierrez (1988). "*SIMTAR: Systeme CAO pour les Usines de Traitement d'Eaux Residuelles*", Recent Progres en Genie des Procedes, 2, 6, 69-73.

Getty B., A.D. Koussis y F.L. Parker (1987). "*CAD Comparisons for Wastewater treatment Facilities*", Environmental Technology Letters, 8, 9, 405-418.

McGhee T.J., P. Mojgani y F. Vicidomina (1983). "*Use of EPA's CAPDET program for Evaluation of Wastewater Treatment Alternatives*". Journal Water Pollution Control Federation, 55, 1, 35-43.

Pineau M., P. Cote y J.P. Villeneuve (1985). "*Estimation of Wastewater Treatment Costs: Evaluation of the CAPDET Model for Canadian Conditions*", Canadian Journal of Civil Engineering, 12, 483-493.

Puig P. (1987). "*Desarrollo de un Módulo Gráfico para Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales*". PFC, ETSEIB-Universitat Politécnica de Catalunya.

Tyteca D., Y. Sweers y E.J. Nyns (1977). "*Mathematical Modeling and Economic Optimization of Wastewater Treatment Plants*". CRC Critical Reviews in Environmental Control, 8, 1, 89p.

ÉTUDE PILOTE D'UN SYSTÈME DE GESTION DU LISIER DE PORC PAR SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE, TRAITEMENT AÉROBIE ET IRRIGATION

par

S. Gariépy[1], Vallée, P.[1], C. Émond[1] et J.P. Azzopardi[2]

[1] Ministère de l'Environnement du Québec
3900, rue de Marly, 5e étage
Sainte-Foy (Québec), G1X 4E4

[2] Aquatech, Société de gestion de l'eau Inc.
1400 ouest, rue Sauvé
Montréal (Québec), H4N 1C5

INTRODUCTION

A l'instar des États-Unis et de plusieurs pays européens, le Québec a connu depuis le début des années 1960 un mouvement de spécialisation, de mécanisation et de concentration de ses productions agricoles. Tout en favorisant un accroissement de la productivité, ce phénomène a contribué à une dégradation accélérée de la qualité de l'environnement (Bouchard et al., 1987).

Le secteur de la production porcine a été particulièrement touché par ces changements. Alors qu'en 1951 elles étaient uniformément distribuées sur l'ensemble du territoire agricole, les exploitations porcines se sont progressivement concentrées dans certaines régions du Québec qui regroupent aujourd'hui plus de 90% de la production sur près de la moitié du territoire cultivé. Simultanément, le cheptel porcin a plus que triplé, passant de 1,1 million de têtes en 1951 à 3,5 millions en 1981. Cette intensification est la cause de plusieurs problèmes environnementaux dans les régions concernées, notamment à cause de l'insuffisance des superficies de sol requises pour un épandage du lisier en conformité avec les normes agronomiques et environnementales. En conséquence, les producteurs sont aux prises avec des surplus de lisier de porc estimés à plus de 5 millions de tonnes dans ces zones de concentration, à l'échelle du Québec. Faute d'autres techniques à substituer à l'épandage, le ministère de l'Environnement du Québec a entrepris depuis 1982 d'explorer d'autres avenues dans le but de gérer adéquatement ces surplus (Ministère de l'Environnement du Québec, 1985a; 1985b). En 1985, les travaux de recherche-développement relatifs à un système complet de gestion du lisier ont été concrétisés par la construction d'une usine-pilote de traitement et de valorisation du lisier de porc dans la région de la Beauce (Ministère de l'Environnement du Québec, 1985c). Cet article résume les travaux de développement effectués de 1985 à 1988, de la conception initiale au procédé final, et les résultats de la dernière saison d'exploitation, soit celle de l'année 1988.

MISE AU POINT DU PROCÉDÉ

Objectifs

Le but de ce projet de recherche-développement à l'échelle-pilote était de développer un système de gestion du lisier de porc, de la sortie de la porcherie jusqu'à l'irrigation de l'effluent traité. Les objectifs particuliers étaient de déterminer les limites d'un système de traitement basé sur le procédé conventionnel par boues activées, d'en déterminer le rendement, d'adapter les composantes du procédé pour

le rendre opérationnel et d'optimiser son exploitation sur le plan de l'efficacité d'épuration.

Lors de la conception de la station, l'emphase a été mise sur la simplicité des opérations et sur la modularité des composantes du procédé. Aucun produit chimique ne devait être utilisé et le procédé ne devait en outre faire appel qu'à des équipements disponibles sur le marché.

Le procédé a été initialement élaboré dans le but d'une application à la ferme, c'est-à-dire qu'il devait être exploité par une main-d'oeuvre non-spécialisée. Bien que cet objectif ait été maintenu, il est vite devenu évident que la relative complexité d'un système de traitement du lisier, même simplifié, le rendait inaccessible au producteur de porcs moyen et nécessitait un minimum de personnel technique spécialisé. Aussi est-ce dans cette dernière optique que la mise au point a été effectuée, sachant qu'une utilisation à la ferme ne sera possible que pour les très gros producteurs de porcs, le type à privilégier étant celui d'une usine régionale regroupant plusieurs producteurs.

Description de l'exploitation porcine

Le lisier à traiter provient d'une porcherie d'engraissement d'une capacité de 2400 porcs qui se trouvent à différents stades de croissance. Pour fins d'inventaire, ces porcs sont regroupés en trois catégories de poids: 25, 41 et 64 kg. Les porcelets qui entrent à la porcherie d'engraissement proviennent d'une porcherie maternité située sur la même ferme. Le **tableau 1** présente l'inventaire moyen de la porcherie d'engraissement qui s'élevait à environ 2000 porcs pour la période comprise entre décembre 1987 et octobre 1988. Le poids moyen par porc est de 43,6 kg, valeur qui s'approche sensiblement de la moyenne québécoise de 45 kg pour ce type de production.

TABLEAU 1. INVENTAIRE MOYEN DE LA PORCHERIE.

Catégorie de poids (kg)	25	41	64	Total
Inventaire moyen (têtes)	593	785	637	2 015
Poids vif moyen (kg)	14 825	32 185	40 768	87 778

L'alimentation des porcs est composée de différents ingrédients: tourteau de soya, céréales, maïs-grain, vitamines et minéraux. La composition des aliments peut varier en fonction des prix des ingrédients et chaque catégorie de porc reçoit un mélange distinct. Des médicaments, principalement des antibiotiques et bactéricides sont donnés aux animaux, au besoin, par injection ou par incorporation dans l'eau d'abreuvement. La consommation d'eau varie selon les saisons et est généralement plus élevée durant l'été.

Un bilan effectué autour de la porcherie a permis d'évaluer à 7,6 L/porc la production quotidienne moyenne de lisier. Le lisier produit par les porcs est évacué par un système de lavage entraînant les déjections dans les canivaux de la porcherie. Du lisier sédimenté

provenant de la fosse extérieure est utilisé pour le lavage à une fréquence de 3 à 4 cycles par jour.

Chaîne de traitement initiale

La chaîne de traitement retenue initialement pour le traitement du lisier de porc comporte un pré-traitement par tamisage mécanique et décantation, un traitement aérobie à haut rendement avec désorption de l'azote ammoniacal (NH_4^+) une phase de nitrification-dénitrification et un lagunage aéré. L'effluent est ensuite irrigué sur une surface en culture. La **figure 1** montre le schéma d'écoulement élaboré lors de la conception. Le pré-traitement est fait à l'année longue et l'effluent pré-traité entreposé dans une fosse extérieure. Le traitement biologique fonctionne 180 jours par année, soit de mai à novembre. L'irrigation est effectué durant la saison de végétation, soit de la fin juin au début de septembre. Les lignes qui suivent décrivent les principaux éléments du procédé original tels que présentés dans le rapport justificatif (Ministère de l'Environnement du Québec, 1985c).

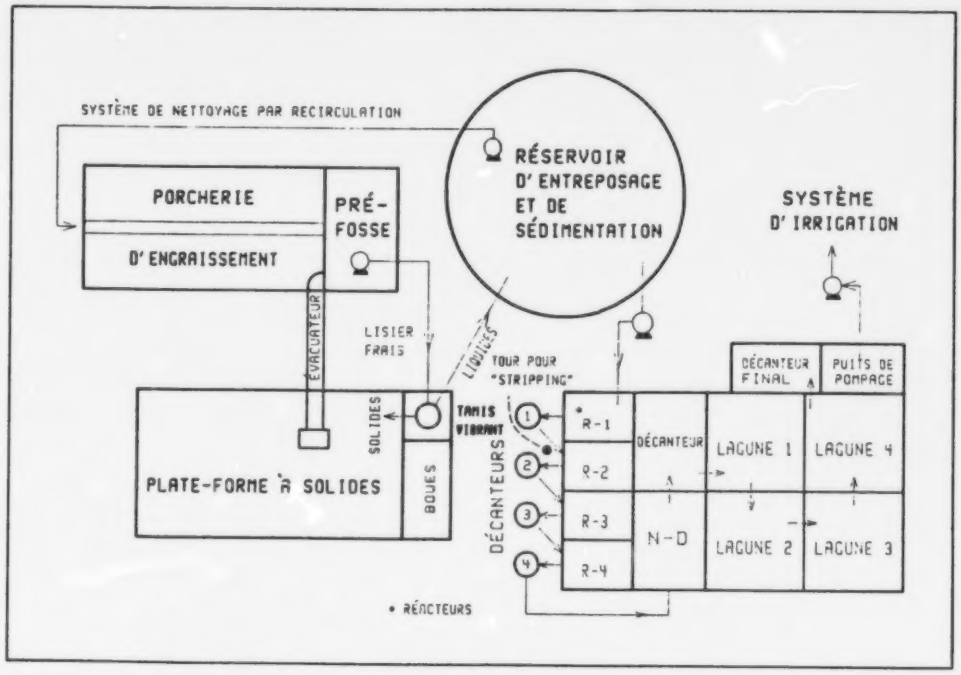


FIGURE 1. REPRÉSENTATION SCHÉMATIQUE DE LA STATION TELLE QUE CONÇUE INITIALEMENT.

Pré-traitement

Le lisier provenant de la porcherie est reçu dans une préfosse en deux sections respectivement de 26,5 et 16,5 m3, la deuxième section étant munie d'un évacuateur de solides. Les solides se dirigent vers la plate-forme à solides alors que le lisier est pompé vers le séparateur à solides. Le séparateur choisi est un tamis vibrant à deux étages dont les mailles sont d'un diamètre de 595 µm et 105 µm (mesh #30 et #140). Les liquides résultant du tamisage s'écoulent par gravité vers la fosse extérieure qui tient lieu à la fois de structure d'entreposage et de bassin de sédimentation. La fosse a une capacité

de 180 à 200 jours d'entreposage qui correspond à la période d'arrêt du traitement aérobie.

Traitement aérobie

Le lisier pompé de la fosse extérieure subit un traitement aérobie comprenant une oxydation de la matière organique dans des bassins d'aération à haut rendement, une nitrification-dénitrification de l'azote et un lagunage aérobie. Le **tableau 2** présente les principales caractéristiques de ces composantes.

TABLEAU 2. CARACTÉRISTIQUES DES COMPOSANTES DU TRAITEMENT AÉROBIE LORS DE LA CONCEPTION.

	Volume utile (m^3)	Prof. totale (m)	Hauteur d'eau (m)	Aération[1] (L/h-L[1])	Oxygène dissous (mg/L)	Temps de séjour (jrs)
Réacteurs 1-2	110	7,0	6,0	6,4	2,0	2,5
Réacteurs 3-4	110	7,0	6,0	4,1	2,0	2,5
Bassin de N-D[2]	162	7,0	6,0	--	3,5	5,7
Lagune 1	716	3,7	3,0	0,38	2,0	25
Lagune 2	716	3,7	3,0	0,28	2,0	25
Lagune 3	716	3,7	3,0	0,19	2,0	25
Lagune 4	716	3,7	3,0	0,10	2,0	25

[1] Par litre de réacteur
[2] Nitrification-dénitrification

Le traitement aérobie à haut rendement est effectué dans quatre réacteurs reliés en série. Les deux premiers réacteurs sont munis de systèmes de giclage pour le contrôle de la mousse produite lors de l'aération. Une pompe située dans chaque bassin alimente les gicleurs. L'air, fourni par deux compresseurs de 50 hp, est diffusé par des aérateurs-colonne mesurant 1,8 m de hauteur. Le niveau d'oxygène dissous est maintenu au-dessus de 2,0 mg/L. Inspiré du procédé par boues activées largement utilisé pour les eaux usées urbaines, le procédé comprend aussi quatre décanteurs d'un volume de 14,7 m^3. Ceux-ci fonctionnent par cycles d'une durée de 8 heures incluant 6 heures pour la décantation. Le taux de recirculation des boues est fixé à 50% du débit de lisier à traiter. Une tour de désorption est installée au niveau du deuxième réacteur. Cette tour a pour fonction d'enlever une partie de l'azote ammoniacal par entraînement ("stripping") à l'aide d'un courant d'air à contre-courant.

Le bassin de nitrification succède au quatrième réacteur à haut rendement. Une pompe-aérateur à jet fourni l'oxygène à ce bassin à un taux de 375 kg O_2/jr dans le but de maintenir une concentration minimale de 3,5 mg/L d'oxygène dissous. La nitrification amorcée dans les réacteurs à haut rendement doit se poursuivre dans le bassin de nitrification-dénitrification alors que la dénitrification débute dans ce bassin et doit se compléter dans les parties anoxiques des lagunes aérées (Ministère de l'Environnement du Québec, 1985c).

Quatre lagunes aérées assurent le polissage du lisier traité. Le taux d'aération des lagunes varie selon le stade du polissage tel que l'indique le **tableau 2**. A la sortie des lagunes, un bassin de rétention

d'un volume de 205 m^3 a été prévu pour la décantation finale afin d'éliminer les particules gardées en suspension par l'aération des lagunes. C'est de ce bassin de vidange que le lisier traité est retiré pour l'irrigation.

Système d'irrigation

Le lisier traité entreposé dans le bassin de vidange est transféré par une pompe à fumier actionnée par un tracteur. Le système d'irrigation comprend une conduite de distribution en aluminium et un système d'arrosage composé d'un canon d'aspersion monté sur un chariot. Le canon est relié par un tuyau flexible à un embobineur automatique. La superficie d'épandage de l'effluent est de 6,5 ha. Cette surface a été déterminée à partir du besoin en azote des plantes, c'est-à-dire le maïs et le foin de graminés cultivés dans des proportions égales.

Mise au point du procédé de 1986 à 1988

Les travaux de mise au point ont été effectués de 1986 à 1988 et sont décrits en détails par Aquatech (1989; 1988). La mise au point du traitement aérobie a été réalisé durant trois saisons distinctes totalisant 348 jours. Le pré-traitement a été en fonction de façon continuelle durant près de deux ans et demi, soit de juin 1986 à octobre 1988.

Les deux premières saisons d'exploitation de la station-pilote ont été caractérisées par le rodage et la correction des équipements, l'optimisation de la chaîne du procédé et la familiarisation des ingénieurs et techniciens avec les contraintes de cet effluent particulier qu'est le lisier de porc. Une série de modifications ont été apportées au procédé initial pour que les objectifs de traitement initiaux soient rencontrés. La dernière année d'exploitation a consisté à démontrer que la chaîne de traitement était pleinement rodée, bien que certaines améliorations de nature à simplifier davantage le fonctionnement du procédé aient été apportées. Les principaux points du procédé ayant subi des corrections au cours de la mise au point sont présentés ci-après.

Pré-traitement

La quantité des solides s'accumulant dans la préfosse de la porcherie n'a pas été suffisante pour que l'évacuateur de solides puisse fonctionner adéquatement. Cette situation était due à la mauvaise décantabilité du lisier de porc et au court temps de rétention du liquide dans la préfosse (un jour). L'ensemble du pré-traitement a été modifié de façon à ce que l'évacuateur de solides ne soit plus utilisé et que tout le débit du lisier sortant de la porcherie passe par le séparateur. D'autre part, les particules grossières s'accumulant à la surface de la préfosse ont causé des bris de la pompe submersible d'égout utilisée pour l'alimentation du séparateur. L'installation d'un système d'homogénéisation a donc été nécessaire. La pompe submersible a été remplacée la troisième année par une pompe à diaphragme extérieure qui s'est révélée tout à fait appropriée. Le tamis aux mailles de 105 µm a aussi été éliminé et remplacé par un tamis de 2 mm (mesh #11).

Traitement aérobie

En 1986, les premiers mois d'exploitation de tout le traitement aérobie ont été perturbés par de fréquents problèmes de débordement de mousse. L'addition en 1987 de nouvelles rampes de gicleurs plus appropriées et en plus grand nombre au niveau des réacteurs à haut rendement, la diminution du niveau de liquide dans les réacteurs et la réduction du taux d'aération ont permis de contrôler le problème. La production excessive de mousse est un phénomène souvent rencontré lors du traitement aérobie d'effluents hautement chargés tels que le lisier, les boues de stations d'épuration municipales, les effluents d'abattoir, etc. Le moussage est une conséquence directe des forts taux de transfert d'oxygène nécessaires au maintien des conditions aérobies dans les réacteurs et qui ne peuvent être obtenus qu'en augmentant le taux d'aération. Des agents anti-mousse ont aussi été employés de façon ponctuelle pour abaisser temporairement le niveau de la mousse.

L'installation d'un nombre accru de gicleurs anti-mousse a en outre eu des effets secondaires intéressants. Le transfert d'oxygène dans les réacteurs a été amélioré par l'accroissement de la surface de contact air-liquide lors du giclage et pendant l'écoulement du lisier sur la mousse dont l'épaisseur était contrôlée. Cet amélioration du transfert de l'oxygène a permis de compenser la baisse du taux d'aération qui a été réduit de plus de la moitié de 1986 à 1987, passant de 10 à 3,5 L/h-L réacteur pour les réacteurs 1 et 2 et de 7 à 2,4 L/h-L réacteur pour les réacteurs 3 et 4. Le système de giclage est aussi devenu une composante essentielle du procédé en ce qui a trait à l'enlèvement de l'azote ammoniacal. La tour de désorption de l'azote ammoniacal n'ayant pas fonctionné à cause de l'accumulation de mousse dans celle-ci, l'enlèvement de l'azote ammoniacal s'est donc fait essentiellement par entrainement via l'air des soufflantes et lors du giclage du lisier. Le maintien d'une couche de mousse à la surface des réacteurs a de plus contribué à conserver la chaleur dans le liquide alors que l'usage de gicleurs avait l'effet contraire.

En 1988, le premier réacteur a été muni d'une toiture isolée thermiquement et on lui a enlevé son système de giclage afin de favoriser une augmentation de la température du lisier propice à l'enlèvement de l'azote ammoniacal. Le deuxième et le troisième réacteur ont alors été équipés d'un nombre plus élevé de rampes de giclage afin d'abattre la mousse et d'éliminer l'azote ammoniacal. Le quatrième réacteur a été supprimé parce que l'objectif d'enlèvement de l'azote ammoniacal était atteint dès le troisième réacteur. Le bassin et le décanteur de nitrification-dénitrification n'ont plus été utilisés car ce processus ne s'est jamais établi après deux saisons d'expérimentation. Le nombre de décanteurs a aussi été réduit à deux en 1988 car les résultats de 1986 et 1987 ont démontré que c'était surtout le premier décanteur qui contribuait à l'enlèvement des solides en suspension. Le surnageant du second décanteur, situé après le troisième réacteur, a été dirigé directement vers la première lagune.

Les mêmes problèmes de mousse sont apparus dans le bassin de nitrification-dénitrification malgré le système d'aération différent (système à jet). En 1986 et 1987, les conditions rencontrées dans le bassin ont été inadéquates pour qu'un processus de nitrification-dénitrification ne s'y établisse. Le rapport carbone-azote, après les réacteurs à haut rendement, était de l'ordre de 1 à 1 alors qu'un

rapport de 20 à 1 est nécessaire. Ce bassin a donc été considéré comme un simple réacteur aérobie contribuant à abaisser quelque peu la charge organique par le temps de séjour supplémentaire qu'il représente.

Les lagunes n'ont pas connu de production excessive de mousse, possiblement à cause du faible nombre d'aérateurs présents et à cause du fait que le lisier était déjà stabilisé à ce stade. En 1986 et 1987, trois lagunes ont suffi pour le polissage de l'effluent. En 1988, ce nombre a été réduit à deux sans affecter le rendement. Au cours du développement du traitement aérobie, les volumes des divers bassins ont donc été réduits de façon significative par rapport à la conception initiale tout en conservant la même capacité de traitement.

Système d'irrigation

Les équipements d'irrigation choisis lors de la conception se sont révélés adéquats et n'ont subi aucune correction majeure au cours des trois saisons d'exploitation.

MÉTHODOLOGIE ET ANALYSES

Analyses

La détermination des concentrations des divers paramètres considérés a été effectuée soit sur des échantillons frais immédiatement après l'échantillonnage, soit sur des échantillons conservés par congélation. Les analyses ont été faites selon les méthodes analytiques décrites dans Standard Methods (APHA, 1986). Dans certains cas, une sonde a été utilisée pour la mesure de l'azote ammoniacal dans le lisier; la validité de ces mesures a été vérifiée avec des échantillons témoins analysés selon les méthodes standards.

Mode de fonctionnement du procédé en 1988

La saison de démonstration de 1988 a débuté avec une usine simplifiée contenant les principaux éléments représentés à la **figure 2**. Le **tableau 3** présente les principales caractéristiques du traitement aérobie tel qu'il a été modifié à la suite des deux premières années de développement.

Mise en route du procédé

La mise en route du procédé a impliqué trois phases distinctes: le développement d'une population bactérienne en fournée dans les réateurs à haut rendement, l'augmentation progressive du débit d'alimentation jusqu'à l'obtention du débit d'opération et la stabilisation des conditions d'opération. La mise en route du procédé a débuté avec l'aération du lisier en mode batch sur une période de huit jours dans les trois réacteurs à haut rendement parallèlement. Le lisier utilisé avait été préalablement dilué avec du liser traité en 1987 (afin d'économiser l'eau potable). La dilution avait pour but de réduire les risques de débordement de mousse dans la période initiale d'aération en diminuant la teneur en matière organique du lisier. Le niveau de remplissage a été fixé au tiers du volume total de chaque réacteur. La concentration en DCO (demande chimique en oxygène) du lisier dilué était de l'ordre de 20 g/L. L'évolution de la DCO et de

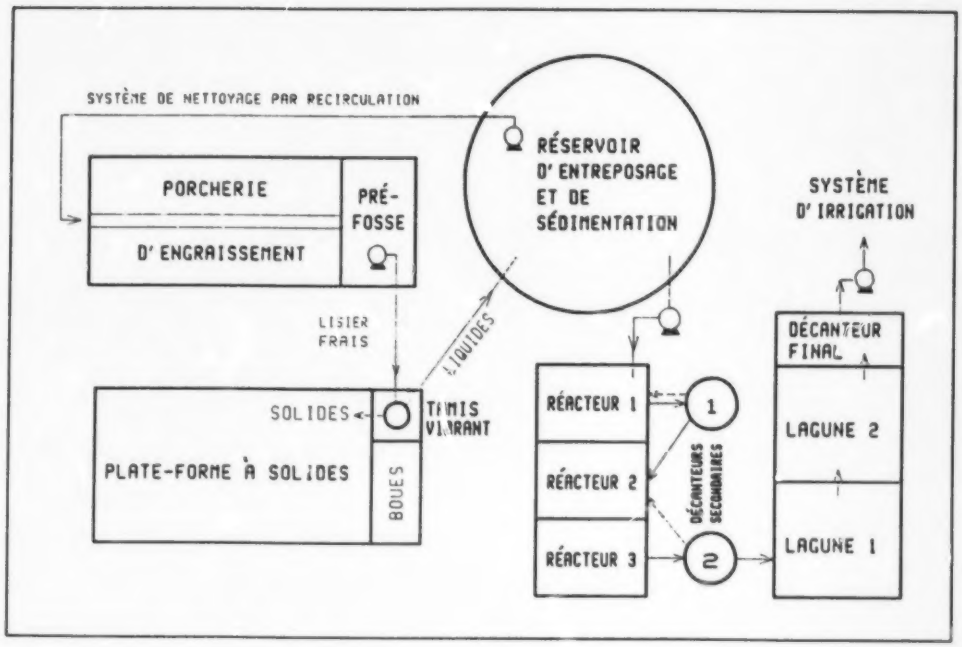


FIGURE 2. REPRÉSENTATION SCHÉMATIQUE DE LA STATION TELLE QU'EXPLOITÉE EN 1988.

TABLEAU 3. CARACTÉRISTIQUES DES COMPOSANTES DU TRAITEMENT AÉROBIE TEL QU'EXPLOITÉ EN 1988.

	Volume utile (m^3)	Prof. totale (m)	Hauteur d'eau (m)	Aération[1] (L/h-L[1])	Oxygène dissous (mg/L)	Temps de séjour (jrs)
Réacteur 1	55	7,0	3,0	4,5	0,3	1,8
Réacteur 2	46	7,0	2,5	5,4	0,2	1,5
Réacteur 3	46	7,0	2,5	5,4	0,3	1,5
Lagunes 1 et 2	358	3,7	1,5	0,76	N.D.[2]	11,5

[1] Par litre de réacteur
[2] Non disponible

la température en fonction du temps (**figure 3**) indique qu'une population bactérienne s'est établie dans les trois bassins d'aération.

L'étape suivante du démarrage a consisté à augmenter progressivement le débit d'alimentation des réacteurs en lisier sédimenté non-dilué jusqu'à l'obtention du débit fixé pour l'opération en régime continu, soit 40 m^3/jr. Le débit a été augmenté de 5 m^3/jr durant 8 jours consécutifs. Lorsque le débit a atteint 40 m^3/jr, le procédé a été mis en fonctionnement automatique et le retrait cyclique des boues en excès a commencé, chaque cycle comprenant quatre heures pour la décantation. La phase de stabilisation du traitement aérobie à haut rendement a alors débuté et s'est prolongée durant 13 jours. La **figure 4** montre l'évolution de la température et de la DCO dans les réacteurs durant la période de stabilisation. Les courbes de température révèlent que l'activité bactérienne était bien établie.

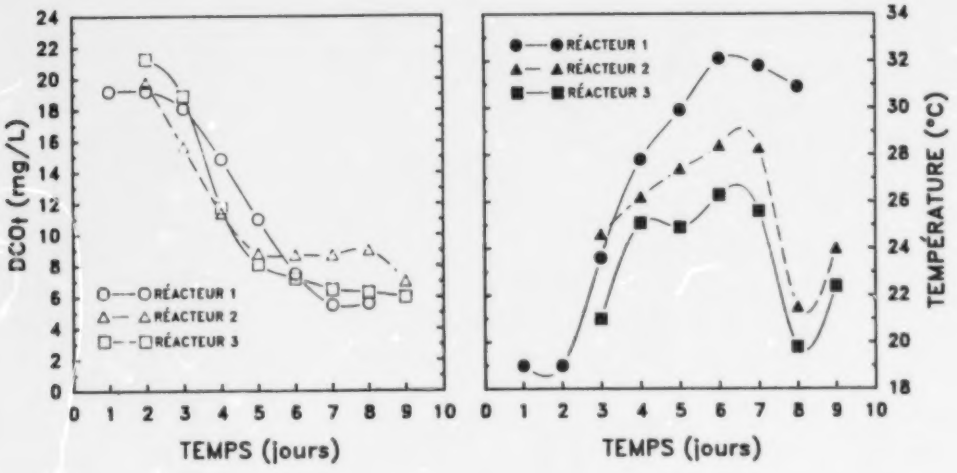


FIGURE 3. CONCENTRATIONS EN DCO TOTALE ET TEMPÉRATURE EN FONCTION DU TEMPS LORS DE LA MISE EN ROUTE EN MODE FOURNÉE ("BATCH").

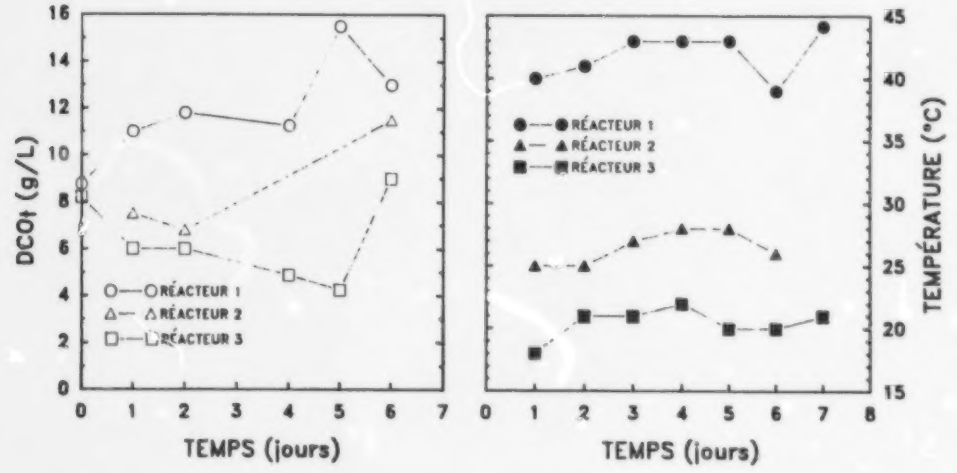


FIGURE 4. CONCENTRATIONS EN DCO TOTALE ET TEMPÉRATURE EN FONCTION DU TEMPS PENDANT LA PHASE DE STABILISATION DES RÉACTEURS.

La mise en route des réacteurs à haut rendement et leur stabilisation a donc été complétée après quatre semaines d'opération. L'ensemble des équipements installés a fonctionné correctement et la production de mousse a été maitrisée.

Exploitation du procédé en mode continu

La démonstration du procédé en mode continu s'est déroulée du 1er août au 15 septembre 1988. Un débit d'alimentation de 40 m^3/jr a été maintenu durant ces six semaines d'exploitation et il n'y a pas eu de modification significative dans l'exploitation du procédé. L'aération dans la lagune 1 a été démarrée le 4 août et celle dans la lagune 4, le 24 août. Une seconde période d'exploitation a suivi du 19 septembre au 27 octobre; celle-ci visait à expérimenter diverses modifications telles que l'élimination des décanteurs et l'alimentation avec du lisier tamisé non-sédimenté au niveau des réacteurs à haut rendement afin de simplifier davantage le procédé et d'améliorer l'enlèvement de l'azote ammoniacal. Les principales conclusions relatives à ces essais seront exposées dans la section des résultats.

RÉSULTATS ET DISCUSSION

Traitement du lisier

Le **tableau 4** présente un résumé de l'évolution de différents paramètres qui ont été considérés sur toute la période d'exploitation (6 semaines) pour chaque étape du traitement.

TABLEAU 4. ÉVOLUTION DES CONCENTRATIONS DE DIFFÉRENTS PARAMETRES AU COURS DU TRAITEMENT.

Paramètre		Lisier frais calculé	Pré-fosse	Fosse	Sortie réacteur 3	Sortie des lagunes 1988	1987	Design
DBO_5	(mg/L)	27 100	17 500	12 600	960	30	85	150
DCO	(mg/L)	55 700	33 300	21 850	3 540	1 070	1 353	1 000
NH_4^+	(mg/L)	2 090	2 340	2 470	890	650	158	150
ST	(mg/L)	60 000	27 300	10 500	5 760	3 580	4 188	5 000
SS	(mg/L)	--	25 800	1 680	1 560	180	--	--
MVS	(mg/L)	--	23 100	1 250	1 520	150	--	--
P_t	(mg/L)	1 330	567	172	75	39	39	68
K	(mg/L)	1 160	1 299	1 368	1 412	1 161	1 175	1 718

Note: Le système de nettoyage de la porcherie dilue l'effluent brut dont les caractéristiques ne peuvent être évaluées que par calcul.

Pré-traitement

Le pré-traitement (tamisage et sédimentation) a permis d'éliminer 61% de la DCO, 83% des ST (solides totaux) et 87% du P_t (phosphore total), lequel est en majeure partie associé aux solides. La concentration en NH_4^+ a augmenté légèrement (6%) pendant cette étape. Ce phénomène, souvent rapporté dans la littérature pour les effluents très chargés en matière organique (Couillard et al., 1989), est dû, selon

Barnes et Bliss (1983), à l'ammonification de la protéine contenue dans le lisier, laquelle dépasserait les pertes en ammoniaque vers l'atmosphère par gazéification et l'enlèvement par sédimentation. La concentration en potassium augmente aussi pendant le pré-traitement, ce qui peut s'expliquer par l'évaporation du liquide de la fosse qui crée une concentration des sels solubles.

Traitement aérobie à haut rendement

Le traitement aérobie a bien fonctionné durant toute la période de démonstration. La **figure 5** montre l'évolution de la DCO et de l'azote ammoniacal dans les trois réacteurs à haut rendement. La stabilité de ces deux paramètres indique que le régime permanent était effectivement atteint, bien que certaines fluctuations dépendantes de la charge à l'entrée et de la température extérieure se soient produites. Il est aussi à noter que des essais expérimentaux complémentaires au procédé visaient à récupérer l'azote ammoniacal contenu dans l'air sortant des réacteurs (Beerli et al., 1989). Ces essais ont nécessité l'installation, le 28 août, d'une bâche recouvrant une proportion variable du réacteur 2, ce qui a causé à certains moments des montées de température dans ce réacteur. Ceci explique la baisse de concentration en azote ammoniacal observée durant les trois dernières semaines d'exploitation.

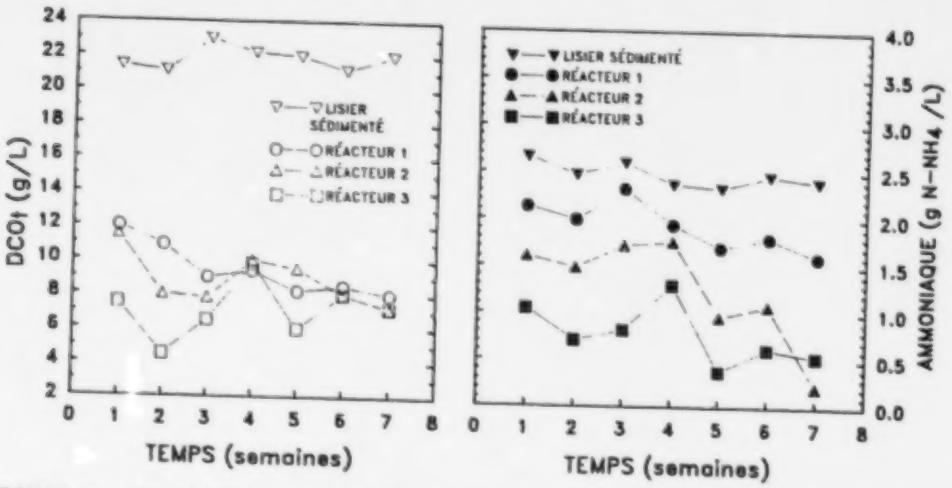


FIGURE 5. CONCENTRATIONS EN DCO TOTALE ET EN NH_4^+ EN FONCTION DU TEMPS PENDANT LA PHASE D'OPÉRATION EN MODE CONTINU.

Tel que l'indique le **tableau 4**, les trois réacteurs à haut rendement ont permis d'abaisser de façon importante la DCO (84%), le NH_4^+ (64%) et le P_t (56%) par rapport au lisier sédimenté. Les ST ont été réduits de 45% et les SS (solides en suspension) de 7%. Le rapport MVS/SS est passé de 0,74 à 0,97, ce qui indique que le substrat carboné et les éléments nutritifs ont été transformés en biomasse microbienne, dont les MVS sont un indicateur. Les teneurs en oxygène dissous ont été en moyenne de 0,28 mg/L dans les réacteurs 1 et 3 et de 0,21 mg/L dans le réacteur 2. Il n'a pas été possible de majorer ces concentrations en augmentant les débits d'aération à cause des risques de débordement de mousse. Un objectif de 200 mg/L avait été fixé pour le NH_4^+ lors de la planification des travaux. Cet objectif n'a pu être atteint, la concentration la plus basse mesurée ayant été de 380 mg/L. A la suite

d'essais supplémentaires effectués pendant la seconde période d'exploitation, des mesures ont été proposées afin d'améliorer les conditions physiques favorisant l'enlèvement de l'azote ammoniacal. Ces mesures comprennent essentiellement l'ajout de gicleurs et de coupe-mousses mécaniques aux réacteurs 1 et 2, le recouvrement du réacteur 2 et l'installation d'un échangeur de chaleur à l'entrée du réacteur 1. L'élimination des décanteurs 1 et 2 devrait de plus permettre d'éliminer les variations de niveau de liquide dans les réacteurs et les chocs thermiques et anoxiques que subissaient les micro-organismes pendant les cycles de décantation.

Lagunage

L'affinage de l'effluent par lagunage a eu une influence particulièrement marquée sur les concentrations en DBO_5 (demande biochimique en oxygène sur 5 jours) et en SS qui ont été réduites respectivement de 97% et de 88% en référence à la sortie des réacteurs à haut rendement. Les concentrations à la sortie des lagunes ont correspondu aux données de conception pour la plupart des paramètres, exception faite du NH_4^+ dont la concentration devrait être réduite d'un facteur 4 pour atteindre l'objectif visé. Si on tient compte que le temps de séjour moyen dans les lagunes a été de l'ordre de 20 à 25 jours en comparaison aux 30 jours de temps de rétention prévus pour des usines à pleine échelle, il est à prévoir qu'une exploitation sur une plus longue période permettrait un affinage de qualité supérieure.

Filtre végétal

L'effluent traité l'année précédente (1987) a été irrigué en 1988 sur trois parcelles cultivées en maïs fourrager totalisant 3 ha. En l'absence de traitement, l'épandage de ce lisier aurait nécessité une superficie minimale de l'ordre de 50 ha. La superficie nécessaire à l'épandage de la partie liquide du lisier traité correspond donc à environ 6% de celle requise pour l'épandage du lisier brut. Les sols des parcelles présentaient des textures variant de loam sableux à sable loameux. La pente moyenne variait de 2,5% à 3,0%. Les trois parcelles ont reçu un apport initial en fertilisant azoté de 25 kg/ha. La parcelle témoin, d'une superficie de 0,7 ha, a été fertilisée en N, P et K (azote, phosphore et potassium) à raison de 180, 20 et 90 kg/ha. Le **tableau 5** présente les apports en éléments fertilisants et les prélèvements par les plantes pour la période comprise entre le 23 juin et le 2 août 1988. Au total, 1944 m3 ont été irrigués.

TABLEAU 5. APPORTS ET PRÉLEVEMENTS EN ÉLÉMENTS FERTILISANTS.

Élément (kg/ha)	Éléments apportés		Éléments prélevés		Prélèvements habituels[1]
	Effluent	Témoin	Effluent	Témoin	
N	185	180	199	175	180
P	24	20	30	27	67
K	686	90	259	144	135
Mg	10	0	13	13	22
Ca	24	0	31	33	22

[1] Fertilizer Handbook

Sur une base de 30% de matière sèche, le rendement moyen des parcelles irriguées avec l'effluent de la station a été de 51,7 t/ha; ce rendement est supérieur de 9% au rendement de la parcelle témoin qui était de 47,5 t/ha, ce qui peut s'expliquer par le fait qu'une partie des besoins hydriques a été comblée par l'eau d'irrigation. L'apport supplémentaire de potassium peut aussi avoir favorisé la prise en charge d'azote et une meilleure résistance au stress hydrique (Hunter et al., 1981).

Le **tableau 5** révèle en outre que les apports en éléments nutritifs ont été approximativement égaux aux prélèvements par les plantes, à l'exception du potassium pour lequel les apports dépassent de 428 kg/ha le prélèvement par les plantes. Il a été estimé qu'environ 18 kg/ha de potassium ont été perdus par ruissellement hors des parcelles durant la saison 1988 alors que la teneur moyenne en potassium dans les premiers 20 cm de sol est passé de 1243 kg/ha à 1420 kg/ha, soit un accroissement de 177 kg/ha. Par bilan, le potassium accumulé dans les couches de sol inférieures à 20 cm ou lessivé vers la nappe phréatique est donc estimé à 233 kg/ha. Lorsque le niveau de la nappe a été suffisant, des échantillons ont été prélevés dans des piézomètres intégrant la qualité de l'eau souterraine sur 3 m de profondeur et des piézomètres indiquant la qualité de l'eau à 2 m de profondeur. Les données recueillies indiquaient des concentrations en N, P et K significativement plus élevées pour les parcelles irriguées que pour la parcelle témoin. Certains sites environnants présentaient toutefois des concentrations équivalentes ou parfois supérieures, particulièrement en ce qui concerne les différentes formes d'azote. Un suivi à la fois des sols et de l'eau souterraine sera donc nécessaire afin de s'assurer que les concentrations des diverses composantes du lisier traité n'atteignent pas des valeurs excessives. Le cas échéant, une rotation des parcelle irriguées serait alors recommandée.

Bilan des solides et liquides

Les débits moyens quotidiens, les débits massiques et la siccité des diverses résultantes du traitement du lisier (liquide, solide, boue) sont montrés au **tableau 6**. Ces données sont basées sur les concentrations en solides totaux et les débits enregistrés à chaque étape du traitement. L'évaporation de l'eau, les précipitations, la croissance de biomasse et la transformation de la matière organique en eau et gaz carbonique ont été négligées. Le débit moyen de 40 m^3 entrant dans le procédé a de plus été transposé pour tenir compte de la dilution du lisier brut par le lisier sédimenté.

Des 15,3 m^3 de lisier entrant quotidiennement dans le procédé, un total de 7% s'est retrouvé sous la forme de solides, 16,7% sous la forme de boues et 76,3% sous la forme de liquide (effluent final pour l'irrigation). Plus de 85% des ST initiaux ont été retenus au niveau du tamisage et de la fosse de sédimentation. Les solides provenant du tamisage formaient un amas solide pelletable d'une siccité mesurée de 22,0 à 27,5%. La siccité mesurée de deux échantillons de boues de la fosse de sédimentation était de 10,3 et 12,4%. Les réacteurs, les décanteurs et les lagunes ont contribué pour environ 10% de l'enlèvement des ST. Environ 5% des solides se retrouvaient dans l'effluent final qui présentait une concentration en ST de l'ordre de 400 mg/L.

TABLEAU 6. BILAN DES LIQUIDES, SOLIDES ET BOUES.

	Forme	Débit (m^3/jr)	% du débit (kg/jr)	Débit massique	% du débit massique
Lisier brut	Liquide	15,31	100	918	100,0
Tamisage	Solide	1,07	7,0	353	38,5
Fosses	Boue	1,42	9,3	430	46,8
Réacteurs et décanteurs	Boue	0,64	4,2	-6	-0,7
Lagunes	Boue	0,49	3,2	99	10,8
Lisier traité	Liquide	11,69	76,3	42	4,6

ÉTUDE ÉCONOMIQUE DU SYSTEME

L'étude économique a été faite pour des stations de traitement du lisier de 10 000, 20 000 et 50 000 porcs-espaces. Les calculs ont été effectués sur la base de la technologie utilisée en 1988, mais en prenant en considération les modifications mentionnées dans le texte. Deux réacteurs à haut rendement, recouverts et munis de gicleurs, sont donc utilisés, suivis d'un unique décanteur et d'une seule lagune tenant aussi lieu de fosse d'entreposage. Dans les calculs économiques, il a été tenu compte des coûts d'investissement (incluant ingénierie et équipements), des frais d'exploitation et de gestion des solides et des boues. Les hypothèses suivantes ont de plus été posées:

- l'investissement est amorti sur 20 ans au taux d'intérêt de 11%;
- la distance de transport pour l'épandage des solides et des boues est de 10 km;
- les coûts de transport du lisier brut à l'usine ne sont pas inclus;
- aucun revenu provenant de la valorisation des solides, des boues, de l'azote ammoniacal ou de la chaleur récupérée n'est compté.

Le tableau 7 présente un résumé des coûts d'investissement et d'exploitation annuels. Le coût total annuel du procédé pour les trois stations considérées varie donc de 9 à 13 $ par porc produit. La valorisation des sous-produits de la station pourrait apporter un revenu respectivement de 1,24 $ et de 2,39 $ pour les unités de 20 000 et 50 000 porcs-espaces mais un déficit de 1,13 $ pour une unité de 10 000 porcs-espaces. Les coûts du traitement se comparent avantageusement à ceux d'un procédé de traitement en développement en Italie (Ciaccolini et al., 1984) produisant un effluent de qualité équivalente et dont le coût par porc produit est de 23 $ (CRIQ, 1985). Ce procédé fait appel aux technologies de digestion anaérobie, de nitrification-dénitrification et de récupération du nitrate par échange d'ion. Les coûts d'un traitement anaérobie se situent entre 9 et 11 $ par porc.

L'avantage économique du traitement du lisier de porc devient évident dans les situations de surplus de lisier à l'échelle d'une région. Dans ces cas, la seule alternative de gestion est le transport et l'épandage hors des zones de surplus, ce qui peut parfois signifier des distances à parcourir de l'ordre de 30 km ou plus avant d'obtenir des terres disponibles pour l'épandage (Pellemon inc., 1984). Les courbes de coûts de la figure 6 montrent qu'à partir d'une distance d'épandage du lisier ou des boues et solides résiduels d'environ 15 km,

TABLEAU 7. COÛTS D'IMMOBILISATION ET D'EXPLOITATION DES STATIONS.

COUTS D'INVESTISSEMENT ($)			
Capacité (porcs-espaces)	10 000	20 000	50 000
Débit (m^3/jr)	76	152	380
Génie civil	336 300	586 600	1 235 050
Équipements	271 040	442 080	945 200
Électricité	60 000	80 000	100 000
Ventilation et chauffage	80 000	120 000	240 000
Imprévus	112 101	184 302	378 078
Total	859 441	1 412 982	2 898 288
Coût par porc-espace	86	71	58
Coût par porc produit	2,0	1,6	1,3
Annuités par porc-espace	11,0	9,0	7,3
Annuités par porc prod.	4,9	4,0	3,3
COUTS D'EXPLOITATION ($)			
Main-d'oeuvre	52 500	78 000	90 000
Électricité	50 400	100 800	252 000
Entretien et réparations	10 000	15 000	30 000
Gestion solides et boues	25 500	51 000	128 000
Laboratoire	5 000	7 000	10 000
Frais de gestion	28 680	50 360	102 000
Total	172 080	302 160	612 000
Coût par porc-espace	17	15	12
Coût par porc produit	7,8	6,9	5,6
COUTS ANNUELS TOTAUX			
Coût par porc-espace	28	24	20
Coût par porc produit	13	11	9

le traitement devient la seule option valable si on exclut la fermeture des porcheries. Ceci est en accord avec les résultats de Sutton et al. (1975) qui ont démontré que, même à l'échelle de la ferme, un système de lagunage avec irrigation était plus économique que le transport et l'épandage conventionnel. Dans le cas d'une gestion des surplus de lisier de porc par traitement, les boues et solides représentent environ 25% du volume initial de l'effluent et peuvent donc être épandus hors de la zone de surplus en minimisant les coûts de transport. En outre, l'efficacité environnementale d'un mode de gestion du lisier par traitement, exprimée en termes de diminution de la charge azotée rejetée dans l'environnement, est de l'ordre de 80% en comparaison avec une efficacité évaluée à 60 % dans le cas du transport avec épandage entre le 22 avril et le 21 septembre de chaque année. Advenant un resserrement de la réglementation qui ne permettrait l'épandage qu'au printemps, l'efficacité épuratoire du transport et de l'épandage du liser brut augmenterait, mais les coûts de cette option deviendraient prohibitifs en comparaison au traitement.

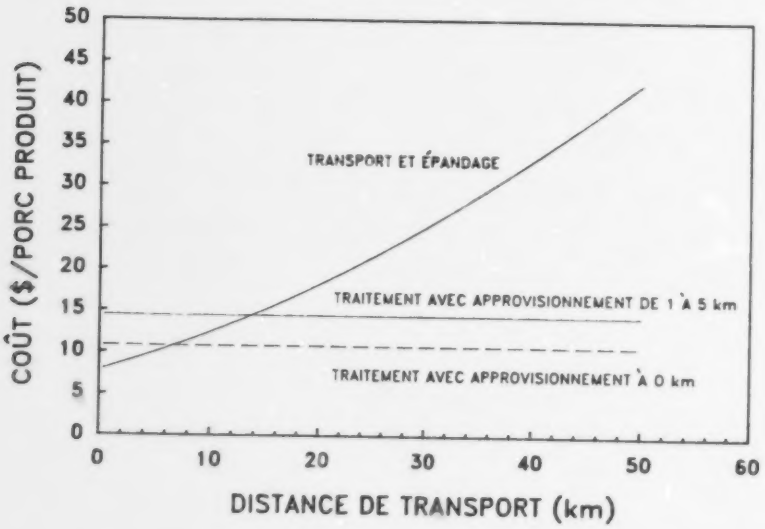


FIGURE 6. COUTS TOTAUX (IMMOBILISATION ET OPÉRATION) DE LA GESTION DU LISIER PAR TRAITEMENT ET IRRIGATION VERSUS LE TRANSPORT ET L'ÉPANDAGE EN FONCTION DE LA DISTANCE DE TRANSPORT DU LISIER.

CONCLUSIONS

Un système de gestion complet du lisier à l'échelle pilote pour un élevage de 2400 porcs-espaces a été présenté. Ce système comprend une séparation mécanique par tamis vibrant, une sédimentation dans une fosse d'entreposage, un traitement aérobie à haut rendement en trois étapes, un lagunage aéré et l'irrigation de l'effluent traité sur des parcelles en culture. Le procédé a été mis au point de 1985 à 1988; le présent article présentait les résultats de l'année 1988.

Le lisier non traité présentait une concentration initiale en DCO, NH_4^+, ST et P_t respectivement de 55 700 mg/L, 2090 mg/L, 60 000 mg/L et 1330 mg/L. Le pré-traitement par tamisage et sédimentation a permis d'éliminer 61% de la DCO, 83% des ST et 87% du P_t. Le traitement aérobie à haut rendement a abaissé la DCO de 84%, le NH_4^+ de 64% et le P_t de 56% par rapport au lisier pré-traité. L'affinage de l'effluent par lagunage a réduit la DCO, les SS, le NH_4^+ et le P_t à des concentrations finales respectives de 1070 mg/L, 180 mg/L, 890 mg/L et 39 mg/L. L'effluent traité a été irrigué sur des parcelles cultivées en maïs d'une superficie de 3 ha, ce qui représente environ 6% de la superficie nécessaire pour un épandage conventionnel du lisier non traité.

L'étude économique du système a démontré que le procédé était très compétitif par rapport à des procédés aux rendements équivalents en développement en Europe. Les coûts de stations de 10 000, 20 000 et 50 000 porcs-espaces ont été évalués à 13, 11 et 9 $/porc produit incluant les coûts d'immobilisation et d'exploitation. De plus, il a été démontré que le système de gestion par traitement et irrigation était nettement avantageux tant au plan économique qu'environnemental dans des situations de surplus de lisier de porc en comparaison avec l'alternative du transport et de l'épandage hors des zones de surplus.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

APHA (1985). Standard methods for the examination of water and wastewater. 16th edition, American Public Health Association, Washington, D.C.

Aquatech (1989). Usine-pilote à la ferme de traitement et de valorisation du lisier de porc - Saint-Elzéar. Rapport final de démonstration du procédé en 1988. Aquatech, Société de gestion de l'eau Inc., pour le ministère de l'Environnement du Québec, Sainte-Foy, Québec, 294 p.

Aquatech (1988). Usine-pilote à la ferme de traitement et de valorisation du lisier de porc - Saint-Elzéar. Rapport final de mise en route, rodage et optimisation de l'ensemble du procédé, saisons 1986 et 1987. Aquatech, Société de gestion de l'eau Inc., pour le ministère de l'Environnement du Québec, Sainte-Foy, Québec, 385 p.

Barnes, B. and P.J. Bliss (1983). Biological control of nitrogen in wastewater treatment. E. & F.N. Spon Ltd, London.

Beerli, M., Caron, J.J., Couture, F. et L. Roy (1989). Use of biofilters in odor control. 1989 International Summer Meeting of the ASAE and CSAE. June 25-28, 1989, Québec, Québec.

Bouchard, S., Emond, C., Gangbazo, G., Vallée, P. et M. Vallières (1987). La problématique de la gestion environnementale du lisier de porc. 70eme Congrès canadien de génie chimique, Québec.

Ciaccolini, I., Cosmai, G., Micheli, A., Vitoli, P. et M. Corrado (1984). Prove di nitrificazione degli effluenti dalla digestione anaerobica di liquami suini, con recupero di fertilizzanti and uso agricolo. Acqua-aria, 2:145-154.

Couillard, D., Gariépy, S. et F.T. Tran (1989). Slaughterhouse effluent treatment by thermophilic aerobic process. Water Research, 23 (5): 573-579.

CRIQ (1985). Mission traitement tertiaire du lisier de porc par nitrification et récupération du nitrate. Centre de Recherche Industrielle du Québec, pour le ministère de l'Environnement du Québec, rapport technique CRIQ no MAT - 85 - 182.

Fertilizer Institute (1982). The Fertilizer Handbook. The Fertilizer Institute, Washington, D.C.

Hunter Follett, R., Murphy, L.S., et R.L. Donohue (1981). Potassium fertilizers. Dans: Fertilizer and Soil Amendments. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New-Jersey, 4: 160-189.

Ministère de l'Environnement du Québec (1985a). Recherche et développement en traitement et valorisation du fumier: Projets réalisés ou en cours de réalisation. Ministère de l'Environnement du Québec, Sainte-Foy, rapport no RD-3, Envirodoq 850676, 83 p.

Ministère de l'Environnement du Québec (1985b). Premier colloque sur la recherche et le développement en traitement et valorisation du fumier au Québec: textes des conférences. Ministère de l'Environnement du Québec, Sainte-Foy, rapport no RD-2, Envirodoq 850671, 385 p.

Ministère de l'Environnement du Québec (1985c). Usine pilote de traitement aérobie du lisier de porc. Rapport justificatif. Halissey, Asselin et Daigle Inc. en collaboration avec Urgel Delisle et Associés, pour le ministère de l'Environnement du Québec, Sainte-Foy, Québec.

Pellemon inc. (1984). Gestion et épandage par injection du fumier de porc Rapport final. La société d'experts-conseils PELLEMON inc. Pour le ministère de l'Environnement du Canada, dossier M.A.S. 48SZ KE303-2-0267, 118 p. Note: Comprend des annexes.

Sutton, A.L., Bache, D.H., Nye, J.C., Dole, A.C. et D.D. Jones (1975). A Waste management system for a 2500-head swine operation - A case study. Dans: Managing Livestock Wastes. ASAE, St-Joseph, Michigan, p. 177-180.

PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT ET RESPONSABILITÉ PROFESSIONNELLE DES INGÉNIEURS: QUELQUES EXEMPLES

par

Michel Yergeau, avocat
Lavery, O'Brien
Montréal, Québec

Si on me pose la question: "Existe-t-il une responsabilité professionnelle propre à l'ingénieur en matière d'environnement qui ne s'applique pas aux autres citoyens du Québec et qui diffère des règles habituelles de la responsabilité civile professionnelle?", je répondrais par la négative. Les lois et les règlements fédéraux et provinciaux en matière de protection de l'environnement s'appliquent à tous les citoyens et il n'existe pas de dispositions particulières qui viseraient spécifiquement ce groupe de professionnels. Par contre, comme de tout consultant oeuvrant dans un domaine donné, le client est en droit de s'attendre à ce que le professionnel qui le conseille ait une connaissance adéquate ou au moins une bonne intuition des lois et des règlements qui régissent son champ d'activité.

C'est donc avec le plus grand plaisir que j'ai accepté l'invitation qui m'était faite d'aborder la question de la protection de l'environnement sous l'angle de la responsabilité professionnelle. J'ai choisi de parler surtout de la responsabilité des ingénieurs parce que je crois qu'il s'agit-là de la catégorie de professionnels la plus susceptible d'être visée par cette nouvelle dimension des choses. Plutôt que d'aborder la question par le biais des références aux décisions de nos tribunaux et par les règles classiques de la responsabilité civile au Québec, j'ai préféré le chemin plus spéculatif que m'inspiraient certains exemples bien concrets. Je ne peux donc pas livrer de certitudes mais beaucoup plus des hypothèses sur ce que l'avenir nous réserve. Je crois pourtant que, même si je m'adresse d'abord aux ingénieurs (et parfois aux architectes), il est possible d'appliquer une bonne partie de mon propos aux autres catégories de professionnels dont les activités sont susceptibles d'avoir des effets sur la protection et la qualité de l'environnement.

En effet, nos lois et règlements sur l'environnement couvrent des sujets qui font partie du lot quotidien des membres de l'Ordre des ingénieurs. Je constate pourtant, dans la pratique de tous les jours, que nos amis ingénieurs et architectes méconnaissent ou ignorent trop souvent et la loi et les règlements en matière de protection de l'environnement. A la limite, c'est leur responsabilité civile professionnelle qui risque d'en être entachée. Ceci ouvre parfois la porte à des situations gênantes dont voici deux exemples.

Premier exemple

Il y a quelques années, je reçois le président d'une grande société de pâtes et papiers. L'homme était manifestement nerveux. Des travaux estimés à 250 millions de dollars venaient de commencer pour la construction d'une nouvelle usine de production de pâte. Les plans avaient été approuvés, me dit-il, les permis obtenus, les ententes avec les municipalités négociées à la satisfaction de toutes les parties, les difficiles questions de financement réglées. Et pourtant voilà que le ministère de l'Environnement du Québec le menaçait d'une injonction si les travaux n'étaient pas immédiatement arrêtés. Imaginez son inquiétude de devoir annoncer cette nouvelle à son conseil d'administration et surtout aux institutions prêteuses. Et la source de tout cet émoi? Tout simplement que personne n'avait pensé à obtenir le certificat d'autorisation du ministre de l'Environnement avant de commencer des travaux qui étaient susceptibles d'entraîner un rejet de contaminants dans l'environnement comme l'exige l'article 22 de la Loi sur la qualité de l'environnement (L.Q.E.)[1]. Une demande en ce sens a donc été préparée rapidement. Quelques jours plus tard, le certificat d'autorisation était émis, tant et si bien que les travaux ont pu reprendre leur cours sans même que le conseil d'administration ou les banques n'aient été mis au courant de ce pépin. Les avocats qui ont travaillé au financement des opérations auraient dû y penser, me direz-vous. Sans doute, mais ce furent pourtant les ingénieurs de l'entreprise qui ont dû essuyer la tempête

qui a suivi la réception de la lettre du ministère de l'Environnement sommant la papeterie d'arrêter ses travaux de construction.

Second exemple

J'ai eu le plaisir, il y a peu, de plaider une intéressante cause de fixation des tarifs pour l'enfouissement des déchets domestiques d'un site autorisé non loin de Montréal. Au point de vue géologique, ce site est un modèle du genre. Il rassemble à peu près toutes les caractéristiques idéales pour l'enfouissement des déchets solides. Nos adversaires, dans leur démarche pour faire réduire les coûts d'opération et, par conséquent, pour ramener à la baisse les taux d'enfouissement, ont fait témoigner un ingénieur. Celui-ci s'est alors lancé dans un commentaire élaboré sur la méthode choisie par l'exploitant du site, reprochant entre autres à celui-ci d'enfouir les déchets à une trop grande profondeur, entraînant par là des coûts d'excavation inutiles. Comme alternative, le même témoin-expert proposait d'excaver trois mètres de moins et de récupérer un volume équivalent en entassant les déchets jusqu'à une hauteur de sept mètres au-dessus du profil environnant plutôt qu'à quatre mètres tel que pratiqué par l'exploitant des lieux.

Cette proposition constituait un élément important de l'expertise préparée par l'ingénieur en question et devait entraîner à son avis une réduction considérable des coûts d'opération.

Or le hic est que le Règlement sur les déchets solides[2] prescrit, à l'article 50, que la surélévation des lieux d'enfouissement sanitaire par les couches de déchets solides ne doit pas être supérieure à quatre mètres au-dessus du profil environnant. Vous vous imaginez fort bien ce qui s'est produit en contre-interrogatoire et le discrédit qu'un procureur un peu cruel aurait pu jeter non seulement sur l'ensemble de l'expertise du témoin-expert mais sur l'ensemble du dossier de ses clients. Tout cela à cause d'une malheureuse méconnaissance du règlement qui régit pourtant le principal champ de pratique de cet ingénieur qui est par ailleurs, j'en suis convaincu, indiscutablement compétent.

UNE VUE D'ENSEMBLE DE LA LÉGISLATION S'IMPOSE

Avant d'aller plus loin et avant d'aborder certains sujets spécifiques susceptibles de s'intéresser à la responsabilité professionnelle des ingénieurs en matière de protection de l'environnement, il me faut tout de même donner quelques explications sur ce que sont la législation et la réglementation en matière de protection de l'environnement qui s'appliquent au Québec.

Sans livrer un cours de droit, je me bornerai à identifier les principaux instruments législatifs et réglementaires et à en décrire l'économie générale. J'aborderai ensuite quelques sujets bien précis comme l'attestation de conformité environnementale, les études d'impact, le traitement des eaux usées des résidences isolées, les pluies acides et les normes de construction, la protection des zones inondables et la décontamination des sols industriels. Ces sujets sectoriels n'ont pourtant de sens que dans la mesure où sont bien comprises les dispositions essentielles de la Loi sur la qualité de l'environnement et, au besoin, de la Loi canadienne sur la protection de l'environnement[3]. C'est encore en assimilant l'esprit et l'économie de ces lois qu'il est le plus facile de se protéger contre les effets de la responsabilité pénale et civile qu'entraînerait immanquablement tôt ou tard leur ignorance et de développer les pratiques, et j'oserais dire les réflexes, pertinents qui s'imposent.

L'ASPECT CONSTITUTIONNEL

J'ai parlé tantôt de la législation québécoise et c'est sur cette dernière que je vais surtout me concentrer au cours de ma communication. Néanmoins, je m'en voudrais de ne pas souligner le contexte constitutionnel de la protection de l'environnement.

Nos lois constitutionnelles canadiennes ne traitent pas expressément de la protection de l'environnement. Le sujet n'est mentionné ni à l'article 91 de l'Acte de l'Amérique du Nord Britannique de 1867, ni dans les compétences des provinces

mentionnées à l'article 92 du même acte. D'aucuns ont pu prétendre que le domaine de la protection de l'environnement serait du ressort exclusif du Parlement fédéral en vertu de la clause introductive de l'article 91 de l'A.A.N.B. 1867.

Et pourtant la protection de l'environnement ne peut pas être un sujet unique relevant d'un seul niveau de pouvoir public. Il s'agit d'un "patchwork" qui n'a pas l'unicité voulue pour revêtir une forme globale. Il touche à d'innombrables secteurs d'activité et ne peut donc, dans un régime fédéral, qu'être partagé entre les deux niveaux de compétence. Vue sous cet angle, la protection de l'environnement est un peu comme la lutte à l'inflation: celle-ci relève des deux pouvoirs, fédéral et provincial, vu que l'Acte d'Amérique du Nord Britannique de 1867 opère un partage des compétences en matière économique. Il est certes possible que, dans une situation d'urgence, le pouvoir législatif central puisse adopter une mesure qui envahisse temporairement et exceptionnellement des secteurs de compétence provinciale. Mais la théorie de la situation d'urgence nationale ne peut servir de base au Parlement pour empiéter de façon permanente dans les matières qui relèvent des provinces, tel qu'en a décidé la Cour suprême du Canada, en 1976, dans l'opinion consultative qu'elle émettait sur la Loi anti-inflation[4]. Cette même conclusion peut très bien s'appliquer aussi à la protection de l'environnement où le champ, faute d'être nommé, se trouve partagé entre les compétences fédérales et provinciales.

Ne pouvant donc invoquer ni la théorie de la situation d'urgence nationale, non plus que la compétence résiduelle fédérale, puisque l'environnement n'est pas un sujet unique et nouveau, force nous est de constater que la compétence législative en matière de protection de l'environnement est scindée et qu'elle relève tantôt du parlement central, tantôt des législatures provinciales. A la limite, il pourrait y avoir deux codes parallèles de protection de l'environnement, le premier dans les matières fédérales et le second dans les matières provinciales.

Certes la Cour suprême du Canada, en 1988, dans l'arrêt R. c. Crown Zellerbach Canada Ltd.[5] a décidé qu'on pouvait parfois invoquer en matière d'environnement la théorie de l'intérêt national qui s'applique très bien à de nouvelles matières qui, bien qu'elles fussent à l'origine de nature locale ou privée dans une province, sont devenues depuis des matières d'intérêt national sans qu'il y ait situation d'urgence nationale pour autant. Était soulevée dans cette décision la question de la validité constitutionnelle d'un article de la Loi canadienne sur l'immersion de déchets en haute mer[6] et de son application à des eaux relevant de la compétence provinciale. La Cour suprême a ainsi décidé que la pollution des mers, à cause de son caractère et de ses incidences extra-provinciales et internationales, est manifestement une matière qui intéresse le Canada tout entier.

Cette décision n'a évidemment pas eu pour effet de transférer soudainement la compétence provinciale à Ottawa. Elle indique cependant une tendance que la Cour suprême pourrait développer au cours des prochaines années en matière de protection de l'environnement. Elle alimente les arguments de ceux qui prêchent pour un interventionnisme plus musclé du fédéral dans les questions d'environnement. Mais à l'heure où on se parle, le quotidien de l'environnement est encore régi par les provinces beaucoup plus que par Ottawa.

LA LÉGISLATION FÉDÉRALE

Du côté fédéral, le Parlement n'a jamais adopté une loi cadre d'ensemble imposant une vision et des obligations générales en matière de protection de l'environnement qui soient valables pour tout le Canada. Et ce, malgré l'adoption et l'entrée en vigueur en 1988 de la Loi canadienne sur la protection de l'environnement.

Celle-ci, malgré son titre, aborde d'abord et avant tout la question de la vie utile des matières ou produits potentiellement dangereux pour l'environnement ou la santé. Elle intègre aussi les dispositions mises à jour et revampées de l'ancienne Loi sur l'immersion de déchets en haute mer et de l'ancienne Loi sur la lutte contre la pollution atmosphérique[7].

Au chapitre des amendes et des pénalités, elle prévoit maintenant en termes non équivoques, à l'article 122, la responsabilité personnelle des dirigeants d'une entreprise polluante qui auraient ordonné, autorisé, consenti ou participé à une infraction à l'une ou l'autre des dispositions de la Loi. Chose intéressante, l'article 129 octroie aussi le pouvoir à un juge de condamner un contrevenant à verser, en sus de l'amende, une amende supplémentaire équivalant aux avantages financiers tirés de la perpétration de l'infraction.

Malgré tout, dans son ensemble, la Loi canadienne sur la protection de l'environnement n'aborde pas l'environnement comme un sujet de droit comme le fait la Loi québécoise sur la qualité de l'environnement. Elle se borne plutôt à aborder la question par le biais de cette activité industrielle importante qui est la mise sur le marché canadien de nouveaux produits et à permettre d'identifier parmi ceux-ci lesquels sont susceptibles d'affecter la qualité de l'environnement ou la santé. Cet encadrement et les mécanismes que la Loi canadienne prévoit pour y parvenir sont essentiels. Ils ne donnent pourtant pas au fédéral le pouvoir d'intervention dans tous les aspects de la protection de l'environnement.

AU QUÉBEC: LA LOI SUR LA QUALITÉ DE L'ENVIRONNEMENT

Le Québec de son côté a opté pour une approche assez différente de la solution fédérale en adoptant dès 1972 la Loi sur la qualité de l'environnement. C'est cette Loi qui est encore en vigueur mais qui a été modifiée de façon régulière depuis son adoption. Approche différente, disais-je, parce que globale et dans laquelle l'environnement est traité comme un sujet en lui-même plutôt que d'être abordé par le biais de ses éléments constitutifs et sectoriels comme a choisi de le faire l'État fédéral. Ainsi l'environnement devient un sujet de droit en soi: la simple atteinte à l'environnement suffit à créer une infraction sans référence à des notions traditionnelles comme le droit de propriété par exemple.

UN MOT ÉNIGMATIQUE: LE MOT "ENVIRONNEMENT"

L'environnement est décrit dans la Loi comme étant l'eau, l'atmosphère et le sol ou toute combinaison de l'un ou l'autre ou, d'une manière générale, le milieu ambiant avec lequel les espèces vivantes entretiennent des relations dynamiques. On verra plus loin que ce mot peut ainsi connaître une extension considérable.

L'ÉCONOMIE DE LA LOI QUÉBÉCOISE

Je vous fais grâce de l'histoire de la Loi sur la qualité de l'environnement et des diverses lois d'hygiène publique qui l'ont précédée. Je me bornerai plutôt à expliquer quelle en est l'économie fondamentale. Je limiterai mes commentaires, quant à la responsabilité des professionnels, au cadre de la Loi québécoise sur la qualité de l'environnement puisque c'est indiscutablement celle-ci qui est d'application la plus fréquente et la plus usuelle pour nous. Des vingt sections de la Loi et de ses quelque deux cent cinquante articles, je retiens pour les fins de mon propos les articles 19.1, 20 et 22 L.Q.E., lesquels constituent, à mon sens, la pierre angulaire de la protection de l'environnement au Québec.

LA PORTÉE DE L'ARTICLE 20 L.Q.E.

L'article 20 est l'article de portée la plus générale de la Loi. Il en introduit d'ailleurs la section IV qui est intitulée bien simplement: "La protection de l'environnement". Cet article 20 impose trois obligations qui valent tant pour les personnes physiques que pour les personnes morales et les municipalités. Ces trois obligations sont:

a) il est défendu d'émettre, de déposer, de dégager ou de rejeter ou de permettre l'émission, le dépôt, le dégagement ou le rejet dans l'environnement d'un contaminant au-delà des quantités ou des concentrations prévues par règlement;

b) cette même prohibition s'applique à l'émission, au dépôt, au dégagement ou au rejet de tout contaminant dont la présence dans l'environnement est prohibée par règlement. C'est le cas par exemple du D.D.T.;

c) il est aussi défendu d'émettre, de déposer, de dégager ou de rejeter dans l'environnement tout contaminant qui est susceptible de porter atteinte à la vie, à la santé, à la sécurité, au bien-être ou au confort de l'être humain, de causer du dommage ou de porter autrement préjudice à la qualité du sol, à la végétation, à la faune ou aux biens.

Par ailleurs, on ne peut vraiment saisir la portée de l'article 20 sans avoir en tête la définition du mot "contaminant". C'est le paragraphe 5° de l'article 1 de la Loi qui nous la donne. Un contaminant est une matière solide, liquide ou gazeuse, un micro organisme, un son, une vibration, un rayonnement, une chaleur, une odeur, une radiation ou toute combinaison de l'un ou de l'autre susceptible d'altérer de quelque manière la qualité de l'environnement. Ce n'est pas rien, vous en conviendrez.

La portée de l'article 20 est évidemment, vous l'aurez compris, très vaste. Par exemple, si vous utilisez un produit X, que l'usage de ce produit est permis et que vous respectez les normes de quantité ou de concentration prévues par règlement mais que, malgré tout, l'utilisation de ce produit dans un milieu donné est susceptible d'affecter la santé ou la sécurité de la population locale, êtes-vous susceptible d'être poursuivi et condamné à l'amende pour avoir contrevenu aux règles de protection de l'environnement? Après certaines hésitations de la part des tribunaux, on peut dire à l'heure actuelle que la réponse est affirmative[8]. C'est du moins encore la situation juridique qui prévaut au Québec, bien que certaines affaires présentement pendantes contestent cette conclusion à laquelle sont arrivés certains juges de nos tribunaux.

Accusé, vous pourriez évidemment, en défense, apporter la preuve que vous aviez pris toutes les mesures nécessaires pour éviter les résultats qu'on vous reproche. C'est ce qu'on appelle, depuis le célèbre arrêt de la Cour suprême du Canada de Sault Ste-Marie[9], la défense de diligence raisonnable. Mais pour ce qui est du fardeau de preuve de la poursuite, vous aurez noté l'emploi du mot "susceptible" tant à l'article 20 que dans la définition du mot "contaminant". Il en résulte que la preuve d'une simple potentialité est suffisante pour entraîner une condamnation, sans avoir à démontrer que le rejet ou l'émission a effectivement entraîné des effets sur l'environnement, la santé ou la sécurité de la population[10].

Dans ce contexte, la dernière portion du deuxième alinéa de l'article 20 de la Loi sur la qualité de l'environnement est beaucoup plus qu'une clause de style. Elle constitue à toutes fins pratiques l'obligation la plus fondamentale qu'impose la Loi à tous les citoyens.

L'ARTICLE 22 L.Q.E.

Je me suis longuement arrêté sur l'article 20 de la Loi sur la qualité de l'environnement parce que, derrière la triple prohibition de contaminer, se trouve une obligation de respecter l'environnement pris dans son sens global. Le corollaire de cette obligation se trouve à l'article 22 de la Loi. Cet article impose l'obligation d'obtenir un certificat d'autorisation du ministre de l'Environnement avant d'ériger ou de modifier une construction, d'entreprendre l'exploitation d'une industrie quelconque, l'exercice d'une activité ou l'utilisation d'un procédé industriel ou avant d'augmenter la production d'un bien ou d'un service.

Cette obligation, à première vue très large, est balisée de deux façons. D'une part, il faut que ces travaux soient susceptibles d'entraîner l'émission, le dépôt, le dégagement ou le rejet de contaminants dans l'environnement ou d'entraîner une modification de la qualité de l'environnement. Compte tenu de ce que j'ai déjà dit, vous comprenez cependant la portée que peuvent avoir ces mots. D'autre part, la deuxième balise se retrouve au Règlement relatif à l'administration de la Loi sur la qualité de l'environnement[11] qui, à l'article 2, donne une liste des projets qui sont automatiquement soustraits à l'obligation d'obtenir un certificat d'autorisation du ministre. Au nombre de ceux-ci, on compte les activités agricoles, les constructions destinées à l'habitation, les

dépotoirs à neige, les rues municipales, etc. Pourtant, par un procédé législatif bizarre, de récentes modifications à la Loi sur la qualité sur l'environnement sont venues apporter un tempérament à ces exceptions et créer l'obligation pour toute personne qui désire entreprendre des travaux ou une construction dans un cours d'eau ou un lac, un étang, un marais ou une tourbière, d'obtenir un certificat d'autorisation même s'il s'agit d'un projet qui serait normalement soustrait à l'application de l'article 22 de la Loi. Bref on a ainsi modifié un règlement par une loi.

L'ARTICLE 19.1 L.Q.E.

Je m'en voudrais par ailleurs de ne pas souligner un autre article de portée générale, soit l'article 19.1 de la Loi qui stipule que "toute personne a droit à la qualité de l'environnement, à sa protection et à la sauvegarde des espèces vivantes qui y habitent dans la mesure prévue par la présente loi, les règlements, les ordonnances, les approbations et les autorisations délivrées en vertu de l'un ou l'autre des articles de la présente loi." Cet article a été ajouté à la Loi au mois de décembre 1978. Rédigée comme une déclaration des droits de l'environnement, cette disposition se présente comme le chaînon manquant de la Loi. En posant le principe du droit à la qualité de l'environnement, elle vient justifier après coup et donner leur sens aux articles déjà étudiés.

Si ce droit à la qualité de l'environnement est violé, la Loi prévoit qu'un juge de la Cour supérieure peut accorder une injonction pour empêcher tout acte ou toute opération qui porte atteinte ou est susceptible de porter atteinte à l'exercice d'un droit conféré par l'article 19.1.

Par souci d'efficacité, le législateur a considérablement élargi la notion traditionnelle d'intérêt pour ester en justice, tant et si bien que ce recours en injonction est ouvert à toute personne physique domiciliée au Québec qui fréquente un lieu à l'égard duquel une contravention à la Loi sur la qualité de l'environnement ou à ses règlements est alléguée ou qui fréquente le voisinage immédiat de ce lieu.

Or où trouve-t-on dans la Loi la "mesure" prévue pour exercer ce droit sinon, entre autres, à l'article 22. Les dispositions de la Loi sur la qualité de l'environnement comme, par exemple, l'article 20, l'article 31.1 (qui exige aussi la délivrance d'un certificat d'autorisation par le gouvernement du Québec pour certains types de grands projets), l'article 66 (qui prohibe les dépôts de déchets dans des endroits non autorisés) et l'article 123.1 (qui exige la mise en oeuvre des mesures destinées à prévenir la contamination de l'environnement), sont autant de dispositions qui déterminent la "mesure" du droit à la qualité de l'environnement dont jouissent les citoyens québécois en vertu de l'article 19.1 de la Loi.

LES TRAVAUX QUI EXIGENT DES AUTORISATIONS ENVIRONNEMENTALES

Ainsi donc vous devez être bien conscients que: a) une grande partie des travaux sur lesquels travaillent les ingénieurs doit faire l'objet d'un certificat d'autorisation du ministre de l'Environnement et parfois même du gouvernement du Québec (nous reviendrons plus loin sur ce second aspect); b) si ce certificat d'autorisation n'est pas accordé, les travaux ne peuvent pas être entrepris; c) si des travaux étaient entrepris sans l'autorisation du ministre, n'importe quelle personne physique domiciliée au Québec, une municipalité ou le procureur général du Québec pourrait obtenir une injonction pour faire arrêter les travaux. Je passe ici sous silence d'autres sanctions possibles dans un tel cas et qui ne sont pas limitées aux seules amendes: par exemple, le droit pour le ministre de l'Environnement de faire démolir les travaux exécutés en contravention de la Loi (article 114 L.Q.E.) et le droit d'ordonner de ramasser tout contaminant déversé accidentellement ou contrairement aux dispositions de la Loi (article 114.1 L.Q.E.)

Une règle de prudence est donc de vérifier dans tous les cas si le projet sur lequel vous travaillez est susceptible de faire l'objet d'une autorisation préalable avant que ne débutent les travaux. La responsabilité de l'obtention du certificat appartient évidemment à celui qui compte réaliser un projet mais celui-ci pourrait, en cas de pépin, faire reproche à ses ingénieurs de ne pas l'avoir informé de cette obligation. On connaît d'ailleurs quelques précédents récents dans le domaine. De toute façon, l'expérience

démontre que de plus en plus souvent des ingénieurs s'informent auprès de leurs avocats de la conformité de leurs activités à la Loi, aux règlements et aux normes en matière d'environnement.

La Loi sur la qualité de l'environnement a aussi prévu une série de sections qui abordent de façon sectorielle la protection de l'environnement et qui instrumentent, si on peut dire, l'obligation générale de respecter l'environnement. On retrouve ainsi dans la Loi des sections relatives à la qualité de l'eau et à la gestion des eaux usées, à l'assainissement de l'atmosphère, à la gestion des déchets, à la salubrité des immeubles et des lieux publics, à la protection contre les rayonnements et les autres agents vecteurs d'énergie, au bruit, etc.

UNE RÉGLEMENTATION ASSEZ TOUFFUE

Par ailleurs, afin de gérer le plus précisément possible les obligations et prohibitions prévues dans toutes ces sections de la Loi, de fixer des normes et des règles de pratique, le gouvernement a adopté quelque trente règlements qui touchent des sujets aussi divers que les carrières et sablières, les établissements industriels, les eaux embouteillées, les effluents des raffineries de pétrole, les entreprises d'aqueduc et d'égout, l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées, l'évaluation et l'examen des impacts sur l'environnement, les fabriques de pâtes et papiers, les déchets dangereux, les déchets solides et domestiques, l'habitation, les pataugeoires et les piscines publiques, les établissements de production animale, la qualité de l'atmosphère, les salons de coiffure, la salubrité des endroits publics, l'usage de D.D.T. et les usines de béton bitumineux. Je suis certain que la seule énumération des règlements en matière d'environnement est suffisante pour aiguiser votre intérêt. Il ne m'est malheureusement pas possible dans le temps qui m'est alloué d'entrer dans le détail de tous ces textes.

D'autant plus que de nombreux textes législatifs autres que la Loi sur la qualité de l'environnement et ses règlements visent aussi à protéger l'environnement et qu'ils sont eux-mêmes accompagnés de leurs propres règlements d'application. Qu'il suffise à ce titre de citer la Loi sur les pesticides[12], la Loi sur la provocation artificielle de la pluie[13], la Loi sur les réserves écologiques[14], la Loi sur le conseil de la conservation et de l'environnement[15], la Loi sur les abeilles[16], la Loi sur la protection des arbres[17], la Loi sur la protection des non-fumeurs dans certains lieux publics[18] et certaines dispositions de la Loi sur les abus préjudiciables à l'agriculture[19], de la Loi sur la protection du territoire agricole[20] et de la Loi sur l'aménagement et l'urbanisme[21].

Et puis il ne faut pas oublier non plus que la Loi sur les cités et villes[22] et le Code municipal[23] contiennent un certain nombre de dispositions qui permettent aux corporations municipales d'exercer un contrôle sur la qualité de l'environnement. Ce sont ces pouvoirs qui, par le biais de règlements sur la pollution de l'air, les nuisances, la salubrité, l'hygiène publique, la circulation automobile, la cueillette des ordures, la propreté des terrains et des lots vacants, la restriction et l'usage de l'eau et même le zonage et la construction, régissent les bruits excessifs, les déchets, la contamination, le gaspillage de l'eau, les industries insalubres, les parcs. Par ailleurs, c'est la Communauté urbaine de Montréal qui a la responsabilité exclusive dans son territoire de la qualité de l'atmosphère[24] et des rejets dans les égouts et les cours d'eau[25].

Voilà donc autant de textes législatifs et réglementaires de toutes sortes qui, pris ensemble, constituent un véritable corpus du droit de l'environnement dont les professionnels, dans leurs activités quotidiennes, doivent tenir compte sous peine d'engager leur responsabilité professionnelle en cas de contravention.

J'aborderai maintenant quelques sujets plus spécifiques qui illustrent assez bien comment la responsabilité professionnelle des ingénieurs ou de tout autre professionnel ayant des activités susceptibles d'affecter l'environnement peut être engagée.

L'ATTESTATION DE CONFORMITÉ ENVIRONNEMENTALE

Une des dispositions les plus intéressantes de la Loi sur la qualité de l'environnement à ce sujet est la section X.1 qui porte sur l'attestation de conformité environnementale. Il s'agit d'une exception à l'article 22 de la Loi. Dans des cas prévus

par règlement, plutôt que d'obtenir un certificat d'autorisation du ministre de l'Environnement avant de débuter les travaux, celui qui veut entreprendre un projet doit produire au préalable auprès du ministère de l'Environnement les plans et devis d'exécution ainsi qu'une déclaration attestant de leur conformité avec les normes prévues par règlement. C'est au plan pratique un système qui vise, dans certains cas, à substituer la compétence du professionnel à la signature du ministre. Intéressantes sur papier, ces dispositions permettraient de réduire les délais d'approbation, source de tant de contrariétés, puisque, à moins de signification d'une dénégation de conformité à l'initiateur du projet, les travaux pourraient commencer quinze jours après la date de la production des plans et de l'attestation de conformité environnementale.

Malheureusement, le règlement du gouvernement qui aurait fourni la liste des projets soumis à l'application des articles 95.1 et suivants de la Loi et donc soustraits à l'article 22 que vous connaissez maintenant, à l'article 32 qui exige un certificat d'autorisation pour les travaux d'aqueduc et d'égout, à l'article 33, à l'article 48 ou à l'article 54 n'a jamais été adopté tant et si bien que ces dispositions sont présentement inapplicables.

Pourtant en impliquant les ingénieurs et les architectes aussi intimement dans la protection de l'environnement, ces dispositions ne font que donner tout son sens à l'article 2.01 du Code de déontologie des ingénieurs[26] et à l'article 2.01 du Code de déontologie des architectes[27]. Le premier de ces textes stipule que: "l'ingénieur doit (...) tenir compte des conséquences de l'exécution de ses travaux sur l'environnement et sur la vie, la santé et la propriété de toute personne". Le second stipule quant à lui que: "l'architecte doit tenir compte de ses obligations envers l'homme et son environnement et les conséquences que l'exécution des travaux peut avoir sur la vie, la santé et la propriété de toute personne". On aura noté le choix des mots employés dans ces deux articles et leur similitude avec les termes utilisés par le législateur à l'article 20, alinéa 2 L.Q.E.

Il est bien certain que l'attestation de conformité environnementale intéresse tout spécialement les ingénieurs. Le jour où ces dispositions seront en application, la notion de responsabilité professionnelle de l'ingénieur en matière de protection de l'environnement sera radicalement changée. Il sera alors nécessaire pour les ingénieurs, les architectes et les autres professionnels, dont la contribution porterait sur une matière visée dans les normes réglementaires, d'avoir une connaissance beaucoup plus précise de la réglementation et de la législation en matière d'environnement.

Évidemment, j'ouvre ici une parenthèse pour préciser que je prends pour acquis, depuis le début et pour la suite de cette communication, que tous et chacun sont au courant des règles générales de la responsabilité civile et tout particulièrement de l'article 1053 du Code civil du Bas-Canada qui se lit comme suit:

> "Art. 1053. Toute personne capable de discerner le bien du mal, est responsable du dommage causé par sa faute à autrui, soit par son fait, soit par imprudence, négligence ou inhabilité."

ÉTUDE D'IMPACT ET PROSPECTIVE

Un autre sujet de préoccupation lorsque vient le temps d'étudier la responsabilité professionnelle des ingénieurs en matière d'environnement est le caractère prévisionnel ou prospectif de certains travaux et de certaines recommandations qu'ils ont à donner dans des dossiers.

On me répondra qu'évidemment le travail de l'ingénieur est toujours un travail de prévision, de plans et de devis en vue de la réalisation future d'un projet. Prenons, par exemple, le cas de l'article 116.2 de la Loi relatif aux programmes d'assainissement qui peuvent être entérinés par le ministre de l'Environnement et qui ont pour but de corriger progressivement une cause de contamination. Dans un tel cas, sources de contamination et pollueurs sont identifiés. Il y aurait, dans la plupart des cas, matière à poursuite en vertu de la troisième prohibition de l'article 20 L.Q.E. que nous avons étudié précédemment. Le propriétaire des lieux décide pourtant de corriger la situation mais ne peut pas le faire rapidement vu l'importance et les coûts des travaux à effectuer. Un

programme d'assainissement est mis en place. Interviennent alors les ingénieurs dont le mandat est d'élaborer les mécanismes qui permettront de corriger la situation. Lorsqu'il est approuvé par le ministre et dans la mesure où il est respecté, ce programme d'assainissement soustrait le propriétaire de lieux aux poursuites qui pourraient être intentées contre lui, même s'il y a toujours au plan théorique contravention à l'article 20 *in fine* de la Loi. Voilà un cas d'intervention "normale" d'un ingénieur dans un dossier. Sa responsabilité professionnelle suit alors les règles habituelles.

Par contre, dans le domaine des études d'impact sur l'environnement, la situation est différente. D'abord quelques mots sur la procédure d'étude d'impact. J'ai fait rapidement mention précédemment des articles 31.1 et suivants de la Loi sur la qualité de l'environnement. Ces articles sont regroupés sous le titre "Évaluation et examen des impacts sur l'environnement de certains projets". Le législateur québécois a voulu soumettre à la procédure d'étude d'impact les projets dont l'importance fait en sorte qu'a priori, ceux-ci sont susceptibles d'avoir des effets et des impacts sur l'environnement. Avant d'entreprendre de tels travaux, le promoteur doit donner au ministre de l'Environnement un avis de son intention. Dans cet avis, il décrit brièvement et son projet et les lieux où il devrait être réalisé. Quand je dis projet, il faut comprendre non seulement une construction ou un ouvrage, mais aussi une activité, une exploitation ou des travaux suivant un plan ou un programme.

Par la suite, le ministre de l'Environnement transmettra au promoteur un devis de l'étude d'impact qui doit être réalisé pour son projet, à charge pour ce dernier de réaliser ou de voir à faire réaliser cette étude. Lorsque celle-ci est complétée, elle est acheminée au ministre de l'Environnement afin de vérifier sommairement si elle est conforme aux lignes directrices qui avaient été fournies au promoteur. C'est après cette étape que l'étude est rendue publique pendant une période de quarante-cinq jours au cours de laquelle toute personne, groupe ou municipalité peut demander au ministre de l'Environnement la tenue d'une audience publique devant le Bureau d'audiences publiques sur l'environnement. Celui-ci ne peut refuser une telle demande d'audience à moins qu'il ne juge la demande "frivole".

Alors que l'article 2 du Règlement relatif à l'administration de la Loi sur la qualité de l'environnement donne la liste des projets qui sont exclus de l'application de l'article 22 de la Loi, l'article 2 du Règlement sur l'évaluation et l'examen des impacts sur l'environnement[28] donne la liste des catégories de projets qui sont obligatoirement soumis à l'application des articles 31.1 de la Loi sur la qualité de l'environnement. Parmi ceux-ci, il faut compter les barrages, les dérivations de cours d'eau, les remblaiements ou les dragages sur certaines longueurs ou surfaces, les lignes de transport d'électricité à plus de 315 kV, les usines de pâtes et papiers, les cimenteries, les raffineries de pétrole, les incinérateurs de déchets urbains, les lieux de destruction de déchets dangereux, etc.

Tout ce processus est essentiellement de nature préventive et vise à identifier les impacts et les effets qu'un projet aurait sur l'environnement de façon à éliminer, réduire ou mitiger les impacts négatifs et valoriser les impacts ou les retombées positives du projet.

Or parmi les paramètres courants d'une étude d'impact, il faut compter: a) une évaluation des répercussions positives, négatives et résiduelles du projet sur l'environnement; b) une énumération des effets indirects, cumulatifs, différés ou irréversibles qu'aurait le projet sur l'environnement; c) une description du milieu tel qu'il apparaîtrait suite à la réalisation et à l'exploitation du projet.

Par contre, les projets soumis à la procédure d'étude d'impact tombent la plupart du temps dans le champ de pratique de l'ingénieur tel quel défini à l'article 2 de la Loi sur les ingénieurs[29]. Par ailleurs, sous certains aspects, l'étude d'impact constitue aussi un avis au sens où l'entend la Loi sur les ingénieurs.

Or qu'advient-il lorsque les prévisions que fait un ingénieur dans une étude d'impact s'avèrent fausses? On connaît maintenant aux États-Unis quelques cas de poursuites en responsabilité qui ont été intentées contre des ingénieurs et d'autres professionnels pour avoir mal prévu les effets qu'un projet pourrait avoir sur l'environnement ou avoir mal décrit le milieu ambiant tel qu'il serait après la réalisation

d'un projet. Il n'y a pas encore de précédent au même effet au Québec. Ce n'est pas parce que notre droit a proscrit de tels recours mais plutôt parce que ce processus est encore très jeune. Il sera intéressant de suivre au cours des ans les évaluations d'impact de certains projets contestés en ce qui a trait, par exemple, à l'effet des lignes à haute tension sur la santé ou aux effets du Bacillus Thorigiensis sur la prolifération de la tordeuse du bourgeon d'épinette.

Je vous donne à ce sujet un exemple qui a été porté à ma connaissance l'an passé. Le propriétaire d'une marina désirait rénover et agrandir un brise-lame dans le Saint-Laurent. Comme ces travaux impliquaient un remblaiement sur une superficie de plus de cinq mille mètres carrés, un avis de projet a été donné conformément à la Loi et une étude d'impact a été réalisée par un groupe d'ingénieurs, de chimistes et de biologistes. Malgré qu'elle ait été rendue publique, l'étude d'impact n'a pas retenu l'attention du public tant et si bien qu'aucune demande d'audience publique n'a été acheminée au ministre. Pourtant, à mesure que les travaux progressaient, les propriétaires riverains situés en aval de l'ouvrage ont été à même de constater une modification dans les courants au point qu'ils ont consulté leurs propres experts. Il appert que l'ouvrage tel que conçu était de nature à entraîner un ralentissement considérable du courant en rive, tant en surface qu'en profondeur. Vous devinez les conséquences sur la sédimentation, la stagnation des eaux, etc. Il s'agit d'un dommage qu'il appartiendra aux tribunaux d'évaluer. Or la lecture de l'étude d'impact sur l'environnement nous apprend que la question des courants n'a pas été étudiée par la firme d'ingénieurs qui a signé le document. On a pris pour acquis que les travaux proposés ne modifieraient en rien la situation existante, chose qui s'avère maintenant erronée. Des poursuites ont été intentées contre les propriétaires du brise-lame. Des modifications ont dû être apportées à l'ouvrage. Des coûts sont donc reliés au fait de ne pas avoir été en mesure de prévoir les effets véritables d'un projet donné sur un milieu précis. Bref, les signataires de l'étude d'impact n'ont pas réussi à décrire le milieu tel qu'il serait à la suite de la réalisation du projet. Il est bien évident que, dans un cas comme celui-ci, l'ingénieur peut lui-même être l'objet de poursuites civiles en responsabilité.

Si j'avais donc un conseil à donner aux ingénieurs, j'essaierais de repenser leur participation au processus d'élaboration et de rédaction des études d'impact sur l'environnement. Je ferais en sorte de bien limiter leur apport aux seuls aspects descriptifs du projet sans entrer dans les dimensions prospectives d'une telle étude, bref sans donner d'avis sur les conséquences d'un tel projet sur le milieu ambiant. Cette même remarque pourrait s'appliquer à l'article 22 L.Q.E. et au Règlement relatif à l'administration de la Loi sur la qualité de l'environnement.

LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES DES RÉSIDENCES ISOLÉES

Sous ce titre élégant se cache la question triviale des fosses septiques. On connaît le problème récurrent de la contamination des eaux des lacs, des cours d'eau et des eaux souterraines par les eaux usées des résidences qui ne sont pas reliées à un réseau d'égout. C'est pour pallier à cette source importante de pollution que le gouvernement a adopté le Règlement sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées[30]. Ce Règlement, dont l'application relève des autorités municipales, prévoit que toute personne qui a l'intention de construire un chalet ou une résidence isolée doit, avant d'entreprendre les travaux de construction, obtenir un permis de la municipalité locale où cet immeuble doit être construit. Ce permis ne doit être accordé que dans la mesure où les dispositions du Règlement ci-haut décrit sont respectées et que la résidence est pourvue d'un dispositif d'évacuation, de réception ou de traitement des eaux usées, des eaux de cabinet d'aisance ou des eaux ménagères. La même obligation d'obtenir un permis s'applique dans le cas de la construction d'une chambre à coucher supplémentaire dans une résidence isolée ou dans le cas de la rénovation ou de la modification d'une fosse septique.

Divers types d'installations d'évacuation, de réception ou de traitement des eaux usées sont prévus dans le Règlement, depuis la fosse septique elle-même jusqu'au puits absorbant, au filtre à sable hors sol et à l'installation à vidange périodique. C'est la nature du sol et l'emplacement de la résidence qui déterminent le type de système d'évacuation à installer. Ainsi, une installation à vidange périodique est interdite sauf s'il est impossible de construire un élément épurateur et n'est autorisée que dans les seuls

cas où le cabinet est dotée de toilette chimique ou de toilette à faible débit. D'autre part, la fosse septique ne peut être reliée à un puits absorbant que dans la mesure où il est impossible d'y construire un élément épurateur modifié, lequel est lui-même interdit sauf dans le cas où il est impossible d'installer un élément épurateur classique. Bref toute cette question est assez technique et répond à des normes bien précises. Tout cela évidemment dans le but de satisfaire au deuxième paragraphe de l'article 20 de la Loi sur la qualité de l'environnement.

De nombreux jugements ont été rendus par nos tribunaux, assimilant l'absence de fosse septique ou la présence de fosse septique contraire aux normes gouvernementales comme étant un vice caché au sens du Code civil, donnant ouverture à une action en annulation de contrat ou en diminution de prix. De fait, l'absence de fosse septique non seulement diminue-t-elle grandement l'utilité d'un immeuble mais encore peut-elle causer de graves inconvénients au propriétaire. Il arrive fréquemment que l'acheteur d'un immeuble demande si celui-ci est pourvu d'une fosse septique et insiste bien souvent pour inscrire dans le contrat d'achat une clause certifiant que l'installation sanitaire est en bonne condition et conforme aux normes du ministère de l'Environnement.

D'autre part, les tribunaux ont aussi décidé que les égouts font partie intégrante d'un immeuble et si aucun phénomène n'en indique la présence, les défauts qui existent lors de l'achat sont des défauts cachés et que l'acheteur n'a pas à faire d'expertise coûteuse pour vérifier le bon fonctionnement d'un système sanitaire.

Par ailleurs, l'obligation de garantir la chose contre les vices cachés est une obligation légale et le vendeur ne peut pas s'y soustraire à moins d'une clause particulière et spécifique. Les tribunaux ont décidé à plusieurs reprises que même si le vendeur ne connaissait pas les vices du système sanitaire, il est quand même tenu de la garantie contre les défauts cachés tel que stipulé au Code civil.

Si une installation septique n'est pas construite selon les normes en vigueur, les tribunaux ont décidé que le propriétaire des lieux peut recourir à la garantie légale de l'article 1688 C.c.B.C. pour se faire indemniser de ce qu'il a dû payer pour faire l'ouvrage et le rendre conforme à la réglementation.

En un mot, voilà un sujet qui a été bien souvent discuté devant les tribunaux. Il est maintenant possible d'affirmer sans risque d'erreur qu'un défaut de connection au réseau d'égout, l'absence de fosse septique ou une installation septique contraire aux normes réglementaires, peuvent facilement constituer des vices cachés justifiant l'annulation de la vente ou une diminution du prix. Il y a peu de jugement des tribunaux qui exigent que l'acheteur ait fait expertisé les installations septiques avant l'achat pour donner ouverture à la garantie contre les vices cachés. C'est cependant une règle de prudence qu'il convient toujours pour l'acheteur de respecter s'il veut se prévaloir avec succès de la garantie légale prévue à notre Code civil.

LES PLUIES ACIDES ET LES NORMES DE CONSTRUCTION

Il y aurait tout un chapitre à écrire sur cette question. Les architectes qui travaillent sur des projets de restauration devront de plus en plus y être sensibles puisqu'à mesure que passeront les années, ils ne pourront plus plaider l'ignorance des effets des précipitations acides sur les revêtements extérieurs. Ils ne pourront plus ignorer que les anciens mortiers se dissolvent sous l'effet de l'acide. Ils ne pourront plus ignorer que certaines anciennes briques cuites à basse température, relativement perméables, devraient être peintes pour accroître leur imperméabilité et que les précipitations acides attaquent rapidement cette peinture. Il peut en résulter des infiltrations d'eau par les joints et une détérioration d'une maçonnerie particulièrement sensible. Des dispositions spéciales devront être prises pour protéger l'enduit et la maçonnerie des effets des pluies acides. Ils ne pourront plus ignorer que l'aluminium, qui résiste, dans des conditions normales, assez bien à la corrosion, peut être altéré considérablement par les pluies acides. On sait, par ailleurs, que lorsque deux métaux sont placés dans un environnement acide, la corrosion peut en être accentuée. Ainsi en est-il d'une gouttière d'aluminium qui recevrait l'eau de pluie (acide) coulant d'un toît recouvert de cuivre. Bref, ils ne pourront plus ignorer qu'il existe maintenant des

mariages de matériaux qui étaient sans doute normaux il y a quelques années mais qui sont devenus précaires sous l'effet des précipitations acides. L'ignorer peut entraîner des dommages accélérés aux immeubles et éventuellement justifier les poursuites en responsabilité professionnelle et en dommages-intérêts contre des architectes qui n'auraient pas tenu compte de ce nouveau phénomène.

LA PROTECTION DES ZONES INONDABLES

Voilà certainement un des sujets parmi les plus difficiles à saisir de tout le système de protection de l'environnement au Québec. En effet, au cours des ans, l'État a mis en place un système visant à protéger les rives et prohiber dans toute la mesure du possible la construction dans les zones d'inondation de récurrence 20 ans. Pour y parvenir, le gouvernement du Québec s'est pourtant abstenu d'adopter un règlement sur le sujet. Il a préféré employer la voie plus tortueuse d'une politique, en l'espèce la Politique de protection des rives, du littoral et des plaines inondables du 22 décembre 1987[31]. Cette politique prévoit essentiellement que les municipalités du Québec devront respecter dans leurs règlements les limites et contraintes d'ouvrages définies à la Convention relative à la cartographie et à la protection des plaines d'inondation que les gouvernements du Canada et du Québec ont paraphée le 7 mai 1987.

Par ailleurs, pour s'assurer du respect de cette politique, le ministre des Affaires municipales du Québec s'est jusqu'ici prévalu du pouvoir de désaveu des schémas d'aménagement ou des règlements de contrôle intérimaire des MRC que lui octroie la Loi sur l'aménagement et l'urbanisme. Ceci a eu pour résultat de rendre inopérantes les dispositions des règlements de contrôle intérimaire ou des schémas d'aménagement que les municipalités régionales de comté auraient voulu voir adoptés en contravention avec les termes de la Politique. C'est ainsi que toutes les tentatives d'adoucissement de la prohibition très stricte de construire dans la plaine d'inondation de récurrence 20 ans ont toutes été mises en échec par l'utilisation de ce pouvoir de désaveu. Le résultat en est que le gouvernement du Québec a jusqu'à maintenant réussi à exproprier à toutes fins pratiques les propriétaires riverains d'une partie de leurs droits sans avoir eu à leur verser quelque compensation que ce soit. C'est la réalisation partielle d'un des objectifs que poursuivait le défunt projet Archipel, sans que le gouvernement n'ait eu à engager les sommes qui auraient été nécessaires à l'acquisition des zones inondables.

Notons que, en vertu de l'article 165.2 de la Loi sur l'aménagement et l'urbanisme, le ministre de l'Environnement jouit aussi d'un semblable pouvoir de désaveu des règlements de zonage, de lotissement ou de construction qui ne respectent pas la Politique ou qui "n'offre(nt) pas, compte tenu des circonstances, une protection adéquate des rives, du littoral et des plaines inondables".

À cette politique et à l'écheveau assez complexe des schémas d'aménagement et des règlements municipaux d'urbanisme, s'ajoutent aussi les dispositions usuelles et incontournables des schémas d'aménagement applicables à la protection des rives et les dispositions du Règlement sur l'évaluation et l'examen des impacts qui ont trait au remblayage, au creusage ou au dragage dans les lacs et les cours d'eau à l'intérieur de la lignes des hautes printanières moyennes. Ces dernières dispositions soumettent ainsi tout projet de dragage ou de remblayage, sur 300 mètres linéaires ou plus ou sur 5 000 mètres carrés ou plus, à l'obligation de procéder à une étude d'impact et, éventuellement, de soumettre le projet à une audience publique avant de pouvoir être autorisé par décision du gouvernement du Québec.

Enfin, on retiendra le nouvel alinéa de l'article 22 de la Loi sur la qualité de l'environnement qui soumet, comme nous l'avons vu précédemment, tout projet de construction à l'intérieur des cours d'eau, lacs, plaines de débordement, marécages ou tourbières, à l'obligation d'obtenir un certificat d'autorisation du ministre de l'Environnement.

Voilà une illustration éloquente d'une situation juridique très complexe qui influe considérablement sur le travail des ingénieurs oeuvrant sur des projets qui sont appelés à être réalisés le long des cours d'eau, dans les plaines de débordement, sur les rives ou sur des terres humides. Ceux-ci doivent en tenir compte non seulement pour protéger leurs clients et eux-mêmes, mais aussi pour vérifier la faisabilité même des projets et

éventuellement, chose importante, pour bâtir leurs échéanciers. Ces diverses dispositions législatives, réglementaires ou de politiques ne peuvent donc être ignorées par les membres des corporations professionnelles qui sont appelés à intervenir dans de telles zones.

LA DÉCONTAMINATION DES SOLS INDUSTRIELS

La question de la décontamination des sols industriels est là encore une question complexe et un sujet populaire qui n'a pas fini de faire parler. C'est un problème d'autant plus complexe que, contrairement à ce que plusieurs pensent, il n'est pas l'objet d'un règlement. Des pratiques se sont pourtant développées qu'il convient de connaître.

Bien des quartiers industriels urbains ont vieilli. Les centres manufacturiers se sont déplacés pour répondre à de nouveaux besoins ou à de nouvelles exigences technologiques, libérant ainsi des surfaces à bâtir considérables. Alors qu'ils étaient autrefois situés en périphérie des villes, les anciens espaces manufacturiers ont été progressivement rejoints et entourés par la ville et ses quartiers domiciliaires. Ce qu'ils ont perdu en valeur pour des fins industrielles, ils l'ont gagné pour la construction d'habitations. Le quartier Pointe St-Charles, la zone du Canal Lachine, les terrains des anciennes usines Angus à Montréal en sont de beaux exemples.

Pourtant l'activité manufacturière normale qui s'y est déroulée pendant des dizaines d'années a pu progressivement contaminer ces terrains. Je ne parle pas ici des sites d'enfouissement clandestins ou des lieux d'élimination de déchets dangereux sur les terrains mêmes des producteurs de tels déchets. Ceux-ci constituent la partie spectaculaire du problème et font heureusement l'objet d'un effort d'inventaire de la part du ministère de l'Environnement. Non, je parle plutôt d'une forme de pollution lente et progressive, qui s'est faite au jour le jour, de façon presque routinière et qui est liée à des pratiques industrielles qui peuvent être jugées avec sévérité aujourd'hui mais qui étaient normales pour l'époque: déversement superficiel mais régulier de solvants, production de D.D.T. et de peintures au blanc de plomb, insouciance dans le transport et la manutention des produits dangereux, etc. Leur accumulation au cours des ans a eu pour effet que le sol contient maintenant souvent des concentrations de divers produits qui, sans atteindre au rang de catastrophe écologique, n'en présentent pas moins un danger potentiel pour les futurs résidants.

La Loi sur la qualité de l'environnement est ainsi faite que rien n'oblige le propriétaire des lieux à procéder à une campagne de prélèvement et d'analyse ou à une opération de décontamination du sol. Aucune loi ni aucun règlement ne fixe de concentration maximum ou de normes au-delà desquelles il serait interdit de construire des résidences sans avoir procédé à un nettoyage du terrain ou à un décapage du sol de surface.

Par contre, vous connaissez maintenant l'article 20 de la Loi sur la qualité de l'environnement qui dit que l'on ne peut pas rejeter de contaminants dans l'environnement. Or pour construire, il faut excaver et qui dit excavation dit disposition de la terre ainsi prélevée. Or un sol qui est chargé, par exemple, en plomb, en cadmium, en zinc, en nickel, en huiles et graisses ou en solvants, devient un contaminant s'il est excavé, manipulé et transporté à quelqu'autre endroit et s'il est susceptible de résulter de tout ceci une altération de la qualité de l'environnement. Je ne parlerai pas ici des importants problèmes de preuve qui incombent au ministère de l'Environnement en cas de poursuite en pareil cas. Qu'il suffise de dire que c'est quand même par ce biais que le ministère trouve une juridiction pour intervenir au dossier. C'est, si je peux m'exprimer ainsi, par ce biais que la Loi "rattrape" un sujet sur lequel elle n'a par ailleurs à première vue pas beaucoup de pouvoir.

Évidemment, me direz-vous, la décontamination est d'abord l'affaire de l'entrepreneur ou du propriétaire des lieux, ce qui est vrai. Mais imaginez maintenant que l'on construise des maisons d'habitation avec une cour arrière où les enfants peuvent jouer alors que le sol est somme toute assez sérieusement contaminé. Imaginez qu'il en résulte maintenant des problèmes d'apprentissage chez les enfants en bas âge, ou des malformations congénitales ou encore des problèmes chroniques de santé. Il y a fort à parier alors que, dans les procédures qui seraient intentées contre les auteurs du

dommage, l'architecte ou l'ingénieur au dossier soient appelés à se défendre pour ne pas avoir pris les précautions nécessaires.

Dans la pratique, le défaut de procéder avec circonspection et la présence de contaminants dangereux dans le sol pourraient être assimilés à un vice caché et donner lieu à des poursuites en réduction de prix ou en annulation de la vente. Il pourrait aussi plus simplement donner lieu à des poursuites en dommages-intérêts pour le tort causé aux résidants.

C'est donc une règle de prudence que de conseiller à son client qui désire transformer d'anciennes installations industrielles et en réutiliser le terrain pour fins de construction domiciliaire de procéder à tout le moins à une campagne sommaire de prélèvement et d'analyse pour savoir quel est l'état de contamination du terrain et de vérifier la valeur environnementale de celui-ci avant de procéder. Cette pratique devrait devenir une routine, au même titre que d'autres vérifications relatives à la capacité ou à la nature du sol le sont.

Cette question de la contamination du sol prend des proportions, lorsqu'on y regarde de près, dans le cas du financement de certains projets industriels dans lequel les immeubles sont donnés en garantie. Vous mesurez-là l'importance de s'assurer de la valeur environnementale du bien ainsi nanti lorsqu'on sait que tous les problèmes ci-haut énumérés pourraient revenir au prêteur en cas d'exercice de la garantie. C'est la situation inconfortable à laquelle sont confrontées un certain nombre d'institutions prêteuses depuis quelques années. Non seulement dans tel cas faut-il s'assurer de la diligence des ingénieurs oeuvrant au dossier mais aussi des notaires et des avocats appelés à travailler sur les instruments de nantissement.

CONCLUSION

Il n'existe pas dans la Loi sur la qualité de l'environnement ou dans ses règlements de dispositions spécifiques à la responsabilité professionnelle des ingénieurs ou des autres catégories de professionnels en matière de protection de l'environnement. Je tiens cependant à rappeler quatre règles de prudence à titre de conclusion:

a) de par leurs fonctions et leurs responsabilités en vertu de leur loi constitutive, les ingénieurs sont plus susceptibles que d'autres groupes de professionnels d'aborder des sujets qui sont régis par des dispositions spécifiques de la Loi sur la qualité de l'environnement ou de ses règlements. Il leur faut donc acquérir une meilleure connaissance de ces textes législatifs que d'autres catégories de professionnels;

b) de par leurs fonctions, les ingénieurs devraient prendre un soin tout particulier pour voir au respect de l'article 20 de la Loi sur la qualité de l'environnement dans la mesure où ils sont eux-mêmes susceptibles de "permettre" le rejet ou le dépôt de contaminants dans l'environnement;

c) tout comme il existe des normes de construction et de structure, il existe des normes environnementales qu'il sera de moins en moins possible aux architectes et aux ingénieurs d'ignorer et des recherches gagneraient à être menées dès maintenant de façon à définir les objets normatifs d'application fréquente en matière d'environnement;

d) en conséquence, il faudra que tous les ingénieurs, au cours des prochaines années, puissent développer des pratiques en matière d'environnement et intégrer celles-ci dans le quotidien de leurs activités.

Mais il faudra surtout que les ingénieurs, à titre de professionnels impliqués de façon très marquée et très courante dans les plus grands projets de développement industriel au Québec et au Canada, apprennent à intégrer la dimension environnementale de leurs activités de façon à rendre la protection de l'environnement pour ainsi dire routinière. Non pas banale, évidemment, parce que la question ne sera jamais banale, mais routinière.

Je crois quant à moi que l'environnement est une question qui peut et qui doit être gérée au sein de l'entreprise comme n'importe quelle autre question. La protection de

l'environnement n'est en soi ni plus ni moins complexe que ces autres dossiers hautement techniques que sont les relations de travail, les stratégies de développement et le financement public des entreprises. Ici comme là, c'est affaire de prudence, de sens critique, d'une juste évaluation de ses forces, d'une solide connaissance des dossiers et, ma foi, par-dessus tout, de jugement. Qu'on le veuille ou non, le respect de l'environnement est, au même titre que l'honnêteté ou le sens du devoir, une réalité à laquelle on ne pourra plus se soustraire. C'est sur cette base-là que doivent se développer les réflexes adéquats.

RÉFÉRENCES

1. Loi sur la qualité de l'environnement, L.R.Q., c. Q-2.

2. Règlement sur les déchets solides, R.R.Q. 1981, c. Q-2, r.14.

3. Loi canadienne sur la protection de l'environnement, S.C. 1988, c. 22.

4. DANS L'AFFAIRE DES questions soumises par le Gouverneur en conseil sur la validité de la Loi anti-inflation, par le décret C.P. 1976-581 en date du 11 mars 1976, (1976) 2 R.C.S. 373.

5. R. c. Crown Zellerbach Canada Ltd., (1988) 1 R.C.S. 401.

6. Loi canadienne sur l'immersion de déchets en haute mer, S.C. 1974-75-76, c. 55, abrogée par S.C. 1988, c. 22.

7. Loi sur la lutte contre la pollution atmosphérique, S.C. 1970-71-72, c. 47, abrogée par S.C. 1988, c. 22.

8. R. c. Alex Couture Inc., Cour supérieure, Québec, dossier 200-36-120-84.

9. R. c. La Corporation de la Ville de Sault-Ste-Marie, (1978) 2 R.C.S. 1299.

10. Procureur général du Québec c. New Brunswick International Paper Co., C.S.P. Bonaventure, dossier numéro 105-27-660-76, 4 juillet 1980, M. le juge S. Cloutier.

11. Règlement relatif à l'administration de la Loi sur la qualité de l'environnement, R.R.Q. 1981, c. Q-2, r.1.

12. Loi sur les pesticides, L.R.Q., c. P-9.3.

13. Loi sur la provocation artificielle de la pluie, L.R.Q. c. P-43.

14. Loi sur les réserves écologiques, L.R.Q. c. R-26.

15. Loi sur le conseil de la conservation et de l'environnement, L.R.Q. c. C-56.1.

16. Loi sur les abeilles, L.R.Q. c. A-1.

17. Loi sur la protection des arbres, L.R.Q. c. P-37.

18. Loi sur la protection des non-fumeurs dans certains lieux publics, L.R.Q. c. P-38.01.

19. Loi sur les abus préjudiciables à l'agriculture, L.R.Q. c. A-2.

20. Loi sur la protection du territoire agricole, L.R.Q. c. P-41.1.

21. Loi sur l'aménagement et l'urbanisme, L.R.Q., c. A-19.1.

22. Loi sur les cités et villes, L.R.Q. c. C-19.

23. Code municipal, L.R.Q. c. C-27.1.

24. Communauté urbaine de Montréal, Règlement sur l'assainissement de l'air, numéro 44.

25. Communauté urbaine de Montréal, Règlement relatif aux rejets des eaux usées dans les réseaux d'égouts et les cours d'eau, numéro 87.

26. Code de déontologie des ingénieurs, R.R.Q. 1981, c. I-9, r.3.

27. Code de déontologie des architectes, R.R.Q. 1981, c. A-21, r.3.

28. Règlement sur l'évaluation et l'examen des impacts sur l'environnement, R.R.Q. 1981, c. Q-2, r.9.

29. Loi sur les ingénieurs, L.R.Q. c. I-9.

30. Règlement sur l'évacuation et le traitement des eaux usées des résidences isolées, R.R.Q. 1981, c. Q-2, r.8.

31. Politique de protection des rives, du littoral et des plaines inondables, Décret 1980-87, 22 décembre 1987, (1988) 120 G.O. II, 365.

1ST CANADIAN WORKSHOP ON DRINKING WATER

1er ATELIER SUR L'EAU POTABLE

LA PROTECTION DE L'EAU POTABLE PAR LA PROTECTION DES SOURCES D'ALIMENTATION EN EAU

Ministère de l'Environnement du Québec

M. Marc Sinotte

Paper unavailable at time of printing

Texte non reçu au moment de mettre sous presse

Microbiological Quality of Drinking Water, the Federal Perspective

by

R.S. Tobin and W.J. Robertson
Health and Welfare Canada
Monitoring and Criteria Division
Ottawa, Ontario K1A 0L2

Abstract

The microbiological quality of drinking water remains one of its most important characteristics in view of continuing reports of infectious waterborne diseases. For example, in Canada during the period between 1974 and 1984, 51 reported outbreaks involving 3799 persons occurred. The responsible pathogens were determined to be bacteria, Giardia, and viruses. The Department of National Health and Welfare shares responsibility with the provinces for the physical, chemical and microbiological health-related characteristics of drinking water. Some facets of the microbiology program are developing guidelines for drinking water quality, collecting and distributing data on infectious waterborne diseases, sponsoring and collaborating in research on the microbiological hazards of potable water and testing and evaluating water treatment devices.

Introduction

According to the Canadian Constitution the provinces own and are responsible for the management of natural resources within their boundaries. They therefore have jurisdiction over the regulation, treatment and provision of drinking water. The Constitution also stipulates that the Federal government is responsible for health-related issues of national importance. Thus the physical, chemical and microbiological characteristics of potable water in Canada fall under the jurisdiction of the Department of National Health and Welfare (NHW). In the domain of drinking water microbiology some of NHW's activities include the development and publishing of water quality guidelines, collection and distribution of information on waterborne diseases, sponsoring and collaboration in research studies on water quality problems and testing and evaluation of water treatment devices.

Although both health officials and the public are becoming increasingly concerned about the chemical constituents of potable water, its microbiological quality continues to be the parameter most closely linked to health effects. For example, in the annual summaries of Foodborne and Waterborne Diseases in Canada (published by NHW) for the 11-year period commencing 1974, 51 waterborne outbreaks involving 3799 illnesses were reported (Fig. 1a,1b). The known causative agents were infectious viruses and bacteria, and Giardia, a parasitic protozoan.

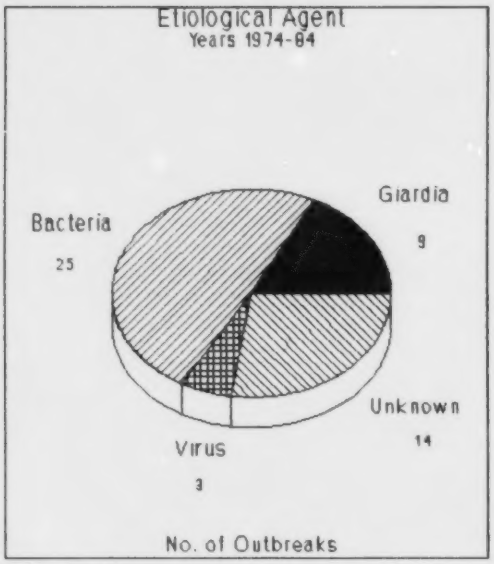


Figure 1a

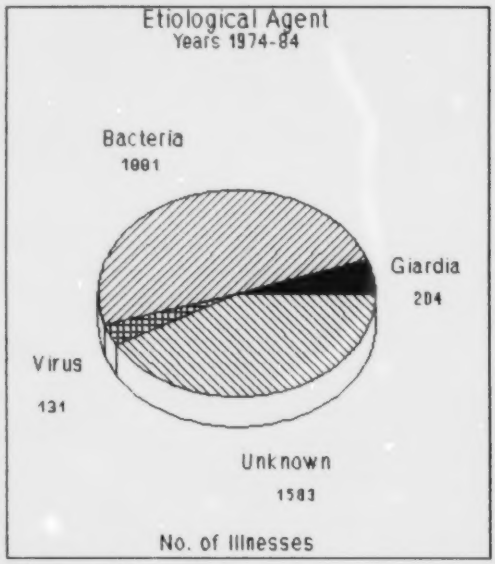


Figure 1b

Revised Drinking Water Guidelines

For approximately the past 100 years the coliform group has been used to monitor the adequacy of treatment and the presence of pathogenic bacteria in drinking water. Certainly classical methods are available to detect infectious organisms but they are not routinely applied to drinking water. These tests tend to be lengthy, costly and generally not sensitive enough to detect low levels of pathogens. Novel techniques such as specific gene probes are being developed (Gerba, 1989) but it will be some time before these methods will be routinely applied to drinking water.

There are several reasons why the coliform group has survived the test of time and continues to remain the indicator of choice for finished drinking water:

1) They are always present in sewage and polluted waters when other enteric pathogens are present.
2) Their numbers correlate directly with the amount of fecal contamination.
3) In most cases they are more numerous than enteric pathogens.
4) They survive as long or longer than most enteric pathogens in drinking water.
5) Their enumeration methods have been thoroughly investigated and standardized.

Although the absence of total coliforms is considered to satisfy the bacteriological requirements for potable water, there are many other microorganisms naturally present in drinking water whose numbers far exceed those of the coliform group. The heterotrophic plate count (HPC, formerly known as standard plate count) provides an index of the level of this general bacterial population. No single medium, temperature, or incubation time will ensure the recovery of all organisms present in water. The 16th edition of Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (American Public Health Association, 1985) does however specify requirements which will permit a meaningful standard count of selected members of the bacterial population. These counts can be used for quality control in water treatment plants and as a measure of quality deterioration in wells, distribution lines and reservoirs (Reasoner and Geldreich, 1985; Fiksdal, 1982). In some jurisdictions the background

colony counts on total coliform membrane filters are used as a convenient and inexpensive index of the HPC. Elevated HPC and background counts are not only an indication of increased concentrations of the general bacteria population but may also suppress the development of any coliform bacteria that may also be present and thus result in an incorrect conclusion about the safety of the water (Herson, 1980). The general population of bacteria in potable water may include some genera which could, under special circumstances, constitute a health risk. Some species of Pseudomonas present in water can cause serious nosocomial infections (Culp, 1969; Lowbury, 1970;). Flavobacterium has also been reported as a primary pathogen for some surgical patients (Herman and Himelsback, 1965). The HPC is not a true indicator of potential pathogens of this type as no constant relationship appears to exist between the HPC and the number of pathogens that might be present. It does seem reasonable to assume, however, that chance occurrences are proportionately greater as the general bacterial population increases.

In Canada roughly 13% of the population (2.9×10^6 persons) is served by private wells or other private sources. Thus the Guidelines for Canadian Drinking Water Quality, originally conceived for use on municipal drinking water, are being revised to cover private supplies as well. The development of criteria for the microbiological quality of well water has been addressed by the Department (Smith and Tobin, 1989). With respect to microbiological quality, the Guidelines have recently been revised to recognize the importance of maintaining low concentrations of aerobic bacteria in both private and public supplies. This revision was approved by the Advisory Committee on Environmental and Occupational Health in 1989 and will appear in the next edition of the Guidelines.

In theory, the maximum acceptable concentration (MAC) for total coliforms in drinking water is no organisms detectable per 100 mL, but because coliforms are seldom uniformly distributed in drinking water and because sample volumes are so minute when compared with the total volume of water processed, drinking water that meets the following conditions is considered to be in compliance with the total coliform MAC:

1) No sample should contain more than 10 total coliform organisms per 100 mL, none of which should be fecal coliforms; and
2) No consecutive samples from the same site should show the presence of coliform organisms; and
3) For community drinking water supplies:
   a)not more than 10 per cent of the samples based on a minimum of 10 samples should show the presence of coliform organisms; and b)not more than one sample from a set of samples taken from the community on a given day should show the presence of coliform organisms.

If any of the above criteria are exceeded, corrective action should be taken immediately, in consultation with the local control agency. The most common immediate actions include increasing chlorine dosage, flushing water mains, using an alternative source of water, and advising consumers to boil drinking water.

The microbiological guideline further states that a site should be resampled if;

1) less than 10 total coliform organisms per 100 mL are detected from a sample; or
2) the sample contains either more than 200 background colonies on a total coliform membrane filter per 100 mL or more than 500 HPC colonies per mL.

If the presence of coliforms is re-confirmed, the cause should be determined and corrective action taken as appropriate. If there is a recurrence of unacceptable background or heterotrophic plate counts, an inspection of the system should be undertaken to determine the cause. If remedial action is deemed necessary, special sampling should continue until consecutive samples comply with the guidelines.

In addition to discussing the occurrence of viruses the forthcoming Guidelines will also address the emerging problem of intestinal parasitic protozoa such as Giardia in drinking water in Canada. Since both groups of these waterborne pathogens are difficult to monitor on a routine basis no maximum acceptable concentrations have been proposed. However, it is desirable that no virus or protozoa (eg. Giardia) be detected. The available information suggests that a well-managed water treatment system providing effective filtration and disinfection and maintaining an adequate free chlorine residual should produce water of an acceptable virological and protozoological quality. Ideally all sources but surface water supplies in particular should receive full conventional treatment.

New Detection Methods

Although coliforms are the indicator of choice there are some disadvantages to the currently accepted methods for their detection in drinking water. For example, the most-probable number (MPN) method is lengthy and labour-intensive and while membrane filtration (MF) is quicker and thus less expensive, studies have demonstrated that the present MF method is susceptible to interference by non-coliform bacteria and inhibits the recovery of stressed coliforms. With both methods additional tests are required to differentiate coliforms.

A new defined substrate coliform test method known as Autoanalysis Colilert has recently been developed in the USA to address these problems (Edberg et al.,1988). The Colilert medium provides the specific indicator nutrients, ortho-nitrophenyl-ß-D-galactopyranoside (ONPG) and 4-methylumbelliferyl-ß-D-glucuronide (MUG) for total coliforms and E. coli respectively. To conduct the test, water is added to the powdered formula in a vessel and incubated. Equipment requirements are minimal; a long wavelength UV light and a 35°C incubator. Vessels can also be stored at room temperature but longer incubation periods are required. Specific colour changes signal the presence of coliforms (yellow) and E. coli (UV fluorescence at 366 nm). At 35°C total coliforms and E. coli can be detected and identified at 1 CFU per 100 mL in 24 hours or less. A nation-wide evaluation in the USA demonstrated no statistical difference in the number of positive tubes by either the standard multiple tube fermentation test or the AC method. In June of this year the United States Environmental Protection Agency (EPA) approved the use of AC for the detection of total coliforms and E. coli in drinking water (Federal Register, 1989). The method is so direct that it is quite possible that rural residents relying on private sources may some day be able to routinely and quickly monitor the quality of their own drinking water.

One of the most significant improvements in the MF technique has been the development of a new medium (m-T7) for the enhanced recovery of stressed coliforms in drinking water (LeChevallier et al., 1983). In a subsequent evaluation (McFeters et al.,1986) the m-T7 agar yielded 8 to 38 fold more coliforms than m-Endo LES agar. M-T7 agar is also suitable for the enumeration of fecal coliform bacteria. However both the AC method and the m-T7 medium will have to be extensively tested in Canada before they can be judged acceptable for the enumeration of coliform bacteria.

Problems and Solutions

Giardia and Cryptosporidium

Giardia and Cryptosporidium are obligate, protozoan parasites that inhabit the small intestines of a variety of warm-blooded animals (Lin, 1985; Rose, 1988). Both organisms have two stages in their life cycle; an infective reproductive stage and a dormant encysted stage. In both cases infection occurs as a result of ingestion of the dormant stage. Giardia cysts are oval, 10 to 15 μm long and 7 to 10 μm wide. Cryptosporidium oocysts are circular and 4 to 5 μm in diameter. Individuals infected with either organism may have acute symptoms or they may be asymptomatic. Acute symptoms include watery diarrhea, abdominal cramps, nausea and slight fever. Preliminary information indicate that Cryptosporidium is probably much hardier than Giardia. In a number of studies conducted using various disinfectants (summarized by Sobsey, 1989), Giardia was approximately 100 times more resistant than E. coli, but preliminary data from an investigation being sponsored by the US EPA indicate that Cryptosporidium is at least 100 times more resistant than Giardia to disinfection (G. Logsdon, personal communication).

Unlike bacterial pathogens where at least thousands of cells are necessary to cause infection, the ingestion of relatively few cysts can cause gastroenteritis. For example a study using human volunteers (Rendtorff, 1954) demonstrated that the ingestion of as few as 1 to 10 Giardia cysts was sufficient. Human studies have not been conducted using Cryptosporidium but in animal experiments ingestion of 10 to 100 oocysts caused infection (Miller et al., 1986; Ernest et al., 1987).

Outbreaks of giardiasis have been reported with increasing frequency in Canada. For example, data obtained from Statistics Canada indicates that between 1983 and 1986 reported cases from all sources increased from 4562 to 8459, representing an increase of about 19 % per year over this period (Fig. 2). Waterborne outbreaks of giardiasis during this period (Fig. 3) occurred in Saskatchewan, Alberta and British Columbia and accounted for 1366 illnesses (NHW, unpublished report). In 90% of the cases water treatment consisted only of chlorination. Although waterborne outbreaks of cryptosporidiosis have never been reported in Canada major outbreaks have occurred this year in Georgia (Hayes et al.,1989) and in England (G. Logsdon, personal communication). Thus it is entirely possible that some of the waterborne outbreaks of unknown etiology in Canada have in fact been caused by Cryptosporidium.

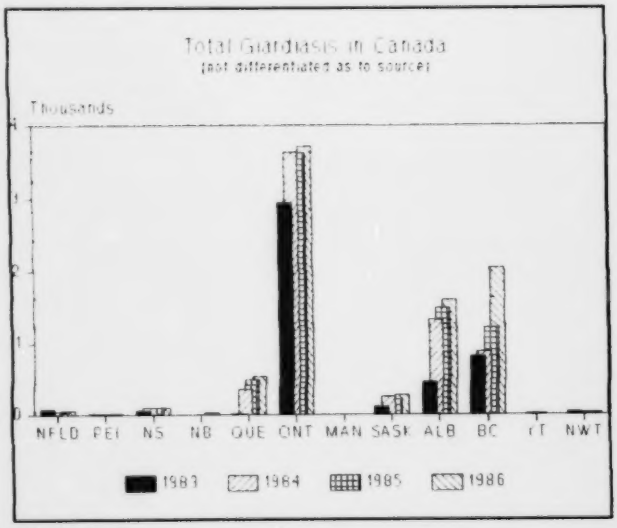


Figure 2

Studies have indicated that disinfection alone is insufficient to inactivate Giardia cysts, but when combined with filtration, significant removals of Giardia can occur. For example in 1981, 1982 and 1983 outbreaks of giardiasis affecting more than 60 persons occurred at 100 Mile House, British Columbia (NHW, unpublished report). Contamination of the town's water supply was

suspected, since beaver and muskrat trapped upstream from the surface water intake were confirmed positive for Giardia. To eliminate the possibility of further waterborne disease village officials decided that treatment including filtration was necessary. After on-site pilot testing of four types of filtration systems (gravity and rapid rate multi-media, slow sand and diatomaceous earth) a slow sand filter was chosen. The plant was installed and began operation in November 1985. An unsolicited project from Dayton and Knight Ltd., funded by the Federal Department of Supply and Services and NHW, set out to determine over the next year the level of Giardia contamination in the water supply, and to measure the removal of the cysts in both the pilot scale and operating slow sand filters.

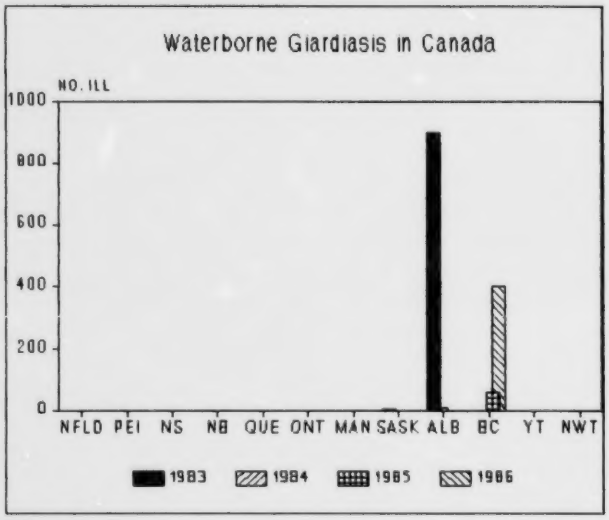


Figure 3

The study (Bryck et al.,1988) revealed that the raw water indeed contained Giardia with 11 of the 22 samples containing cysts. However no cysts were detected in the 22 samples of treated water. In the pilot columns spiked with 5000 cysts per L the removal efficiency was at least 99.99%. Thus in small communities with raw waters of low turbidity slow sand filtration may be an inexpensive and effective means of producing microbiologically-safe drinking water.

Water Purification Devices

There are several types of disinfection devices that can be used with ground and surface waters in the home to provide microbiologically-safe drinking water. In small communities and rural areas where central treatment would be prohibitively expensive these devices may be a viable alternative. Over the years, many of these devices have been tested by NHW (reviewed by Tobin, 1987). Evaluations based on manufacturer's information, test data and claims are also conducted at the request of other government departments, manufacturers and the general public.

In addition, the Department has worked closely with the US EPA to develop procedures for testing water disinfection devices and has also collaborated with the National Sanitation Foundation in the preparation and revision of test protocols for point-of-use distillation and ultra-violet light devices. These test methods will be published shortly.

For disinfection of water serving a whole house chlorinators and ultraviolet devices are the most practical solution. Chlorination is usually followed by filtration through activated carbon to remove excess chlorine and protozoan cysts. Ultra-violet (UV) devices are also effective against pathogens, but add nothing to the water nor produce any tastes or odours. In some waters prefiltration is essential to reduce turbidity. Unlike chlorination, UV units do not ensure the safety of the water beyond the point of treatment. Thus flushing of UV systems is recommended after periods of non-use.

Stills, ozonators and ceramic candles treat smaller amounts of water and are useful when water from a single tap (usually in the kitchen) is to be treated for drinking, preparing meals and brushing teeth. In addition to physically destroying pathogens distillation removes most inorganic compounds. Since many organic contaminants are as volatile as water their co-distillation may occur. Thus stills are often equipped with other features (eg. fractional distillation, activated carbon filters) to achieve more complete treatment. Counter-top ozonators are also available for disinfecting drinking water. The process is very effective with short contact times, but the residual is very short-lived. Household units are often supplied with post-treatment carbon filters to improve the removal of organic compounds. Ceramic cartridge filters consist of a cylindrical element or "candle" with a hollow centre. Protozoan cysts and bacteria are removed as the water passes through the pores, but the device is probably not completely effective for the removal of viruses.

The ability of a UV light device and a domestic ozonator to inactivate Giardia cysts in drinking water was recently verified by Cullimore (1987) with the support of the Department. The ozonator evaluated consisted of a 5 L tank subjected to timed ozone discharges. Cysts (5×10^6) were added to tap water in the tank and 50 mL samples were collected after various periods of ozonation. All recovered cysts were non-viable after 60 to 90 seconds exposure. Parallel studies using E. coli demonstrated a slightly faster rate of inactivation. The UV device evaluated delivered a nominal dose of 40,000 micro-watt-seconds per cm^2 at 254 nm. When the cyst concentration was set at 800 per L, less than 0.1 % of the cysts recovered were viable, but at 8000 per L, 5.3 % of the cysts survived. When 80,000 cysts per L were tested, the survival rate rose to 34 %. The decline in efficiency most likely was the result of shielding created by the increased particulate nature of the cysts.

Conclusions

For many years NHW, with the cooperation of provincial officials and scientists in universities and research institutes, has had an active program in drinking water microbiology. The continuing occurrence of waterborne diseases and the emergence of new waterborne pathogens emphasizes that, in spite of increasing concerns about the chemical quality of drinking water, its microbiological quality will remain an equally important parameter.

References

American Public Health Association. 1985. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (16th edition). Washington, DC.

Bryck, J.M., Walker, B.L. and Hendricks D.W. 1988. Removal of Giardia through slow sand filtration, 100 Mile House, British Columbia. In: Wallis, P.M. and Hammond B.R. (eds.) Advances in Giardia Research. Univ. Calgary Press, Calgary AB.

Cullimore, D.R. and Jacobsen H. 1988. The efficacy of point-of-use devices for the exclusion of Giardia muris cysts from a model water supply system. In: Wallis, P.M. and Hammond B.R. (eds.) Advances in Giardia Research. Univ. Calgary Press, Calgary AB.

Culp, R.L. 1969. Disease due to "non-pathogenic" bacteria. J. Am. Water Works Assoc. 61:157.

Edberg, S.C., Allen M.J. and Smith D.B. 1988. National field evaluation of a defined substrate method for the simultaneous evaluation of total coliforms and Escherichia coli from drinking water: Comparison with the standard multiple tube technique. Appl. Environ. Microbiol. 54:1595.

Ernest, J.A. 1987. Infection dynamics of Cryptosporidium parvum in neonatal mice. J. Parasitol. 75:796.

Federal Register. 1989. National primary drinking water regulations. 54:27544

Fiksdal, L., Vik, E.A., Mills, A. and Staley, J.T. 1982. Non standard methods for enumerating bacteria in drinking water. J. Am. Water Works Assoc. 6:313.

Gerba, C.P., Margolin, A.B. and Hewlett M.J. 1989. Application of gene probes to virus detection in water. Wat. Sci. Tech. 3:147.

Hayes, E.B., Matte, T.D., O'Brien, T.R. et al. 1989. Large community outbreak of cryptosporidiosis due to contamination of a filtered public water supply. N. Engl. J. Med. 320:1372.

Herman, L.S. and Himelsback, C.K. 1965. Detection and control of hospital sources of flavobacteria. Hospitals 39:72.

Herson, D.S. 1980. Hindrance of coliform recovery by turbidity and non-coliforms. EPA-600/2-80-097. U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, OH.

LeChevallier, M.W., Cameron, S.C. and McFeters, G.A. 1983. New medium for the improved recovery of coliform bacteria from drinking water. Appl. Environ. Microbiol. 45:484.

Lin, S.D. 1985. Giardia lamblia and water supply. J. Amer. Water Works Assoc. 77:40.

Lowbury, E.J.T., Thorn, B.T., Lilly, H.A., Babb, J.R. and Whitall, K. 1970. Sources of infection with Pseudomonas aeruginosa in patients with tracheostomy. J. Med. Microbiol. 3:39.

McFeters, G.A., Kippin, J.S. and LeChevallier, M.W. 1986. Injured coliforms in drinking water. Appl. Environ. Microbiol. 5:1.

Miller, R.A., Bronsdon, M.A. and Morton, W.R. 1986. Determination of the infectious dose of Cryptosporidium and the influence of inoculum size on disease severity in a primate model. Proc. Ann. Mtg. Amer. Soc. Microbiol., Washington, DC.

Reasoner, D.J. and Geldreich, E.E. 1985. A new medium for the enumeration and subculture of bacteria from potable water. Appl. Environ. Microbiol. 49:1.

Rendtorff, R.C. 1954. The experimental transmission of human intestinal protozoan parasites. II. Giardia lamblia cysts given in capsules. Amer. J. Hyg. 59:209.

Rose, J.B. 1988. Occurence and significance of Cryptosporidium in water. J. Amer. Water Works Assoc. 80:53.

Smith, D.K. and Tobin, R.S. 1989. Criteria for the microbiological quality of well water. Water Quality Bulletin 14:175.

Sobsey, M.D. 1989. Inactivation of health-related microorganisms in water by disinfection processes. Wat. Sci. Tech. 21:179.

Tobin, R.S. 1987. Testing and evaluating point-of-use treatment devices in Canada. J. Amer. Water Works. Assoc. 71:402.

TASTE AND ODOUR IN DRINKING WATER*

Michael G. Holliday† and John M. Park

Michael Holliday & Associates

Ottawa, Ontario

> *If your drinking water tastes "funny", runs cloudy or looks rusty, you need [Brand X]. ... The result: clarity and taste so good, we think you'll prefer it to expensive bottled water.*

So ran the opening paragraph of a recent advertising flyer for an ion exchange/activated charcoal filter system designed for household use. The advertising copywriters were clearly capitalizing on the public's understandable aversion to drinking water that tastes (or smells) "funny" – an aversion well known to drinking-water-supply professionals:

> ... the glass of water that heralds its presence by emitting any type of odor or imparting any kind of taste can cause consumers to reject their tap water as unfit, regardless of its bacteriological quality.
> *Journal of the American Water Works Association*, 1986 [2]

> ... the objective therefore is to provide water that has no offensive odour ... (and) ... an inoffensive taste.
> *Guidelines for Canadian Drinking Water Quality 1978* [3]

But is there more to taste and odour than advertising "hype" and the fear [reference 3, p.61] that, in deserting a customary drinking water supply because of an unpleasant smell or peculiar taste, a consumer may select an unsafe source of water as a replacement?

CHANGING TASTES IN DRINKING WATER

In a closing address to a recent conference on drinking water quality, Zoeteman reviewed the history of public concern over the pollution of drinking water by organic chemicals[4]. He identified the presence of phenols in river water as the first major organic pollution problem. These phenolic contaminants, released into the environment from coal-gas-producing facilities and coal tar plants, had probably been entering rivers in industrial areas since the end of the nineteenth century. But the pollution only became noticeable (and hence of public concern) with the generation of taste and odour problems caused by the widespread introduction of chlorination in the

---

* Many of the ideas presented in this paper were generated during the preparation of a report, *Taste and Odour in Drinking Water*[1], for Health and Welfare Canada. The funding provided by this body is gratefully acknowledged.

† The paper will be presented by Dr. Holliday.

1930s – chlorinated phenols (created during the chlorination of water containing phenolic compounds) have much lower taste and odour thresholds than their non-chlorinated precursors. It was quickly discovered that increasing the chlorine dose reduced these taste problems, while the disappearance of coal-gas-producing facilities and coal tar plants after the second world war resulted in diminished concentrations of phenols and aromatic hydrocarbons in surface waters. According to Zoeteman, the next major organic pollutant problem was the non-biodegradable alkylbenzene sulphonates, used as foaming agents in detergents; the concern peaked in the early 1960s, but the introduction of legislation restricting the use of such compounds rapidly led to a reduction of the problem. Pesticide contamination and oil pollution in water became a concern in the late 1960s and early 1970s, occasioning increased restrictions on the discharge of such materials into water bodies and a growing awareness by the public of the link between environmental pollution and potable water quality. The discovery in the mid-1970s that trihalomethanes (notably the suspected carcinogen, chloroform) were formed during water chlorination gained considerable publicity, particularly in the United States, and this concern was quickly followed by awareness of the presence of other volatile organic compounds in drinking water (namely, benzene and chlorinated solvents) – though, in this latter instance, the source was identified as waste disposal rather than water treatment. Zoeteman concluded his overview with the expectation that public concern over the "safety" of drinking water will decrease in the decades to come (a result of improvement in the quality of raw drinking water sources) and the prediction that by the start of the next century the microbiological quality of water will again be the central issue in drinking water quality assurance, just as it had been at the start of the 20th century.

The cycle of public concern regarding the quality of drinking water has been reflected in drinking water quality guidelines produced by various agencies. In Canada, for instance, Kirkwood [5] reported that the first federal government regulation regarding drinking water quality, introduced in 1923 to control the drinking water quality in ships traversing inland waters, dealt with bacteriological quality. Kirkwood went on to say that by the 1940s the Department of National Health and Welfare was using the United States Public Health Standards (which at that time were mainly concerned with microbiological quality) as the basis for its drinking water regulations. By the 1960s, a need had been recognized for drinking water standards that responded more particularly to Canadian conditions [5]. This recognition led to the development of the *Canadian Drinking Water Standards and Objectives 1968* [6]. In addition to guidelines dealing with microbiological, radiological and physical characteristics of drinking water, these standards set limits governing inorganic contaminants (22 parameters) and pesticides (11 parameters); but only one parameter (phenolic substances as phenol) was presented that dealt with organic chemicals other than pesticides. The guidelines were revised in 1978 and, in addition to guidelines dealing with microbiological, radiological and physical characteristics of drinking water, there were limits governing 20 inorganic parameters, 15 pesticides, and three non-pesticide organic chemicals (phenols, nitriloacetic acid, and trihalomethanes); *six* of these parameters were based in whole (chloride, sulphide, zinc, phenols) or in part (sulphate, copper) on taste and odour considerations [3].

The guidelines are continually being revised. Currently, there are limits for 21 inorganic parameters, 36 pesticides, and 15 non-pesticide organic compounds – 16 of these parameters are based in whole (chloride, sulphide, zinc, copper, manganese, toluene, xylenes

and ethylbenzene) or in part (sulphate, iron, 1,2- & 1,4-dichlorobenzene, 2,4-dichlorophenol, 2,4,6-trichlorophenol, 2,3,4,6-tetrachlorophenol, and pentachlorophenol) on taste and odour considerations [7].

It is clear that the number of parameters deemed necessary to define acceptable drinking water quality have increased in the last 20 years.* And it is apparent that concern about taste and odour problems has also increased.

TASTE AND ODOUR

The sensations evoked when we drink from a glass of liquid are complex. The predominant sensation, the *flavour* of the liquid, is made up of its *taste* and *aroma*, and modified by such other properties of the liquid as temperature, viscosity, colour and turbidity, and by other quasi-chemical senses that may be evoked, such as burning or coolness or pain. Aroma itself is an odour sense with two components: that perceived directly through the nostrils, and that from material in the mouth. From the viewpoint of those supplying drinking water, the most important of all these sensations are the main components of flavour, namely taste and odour.

Anatomy & Physiology

The organs of taste and smell are loosely thought of as the mouth and nose respectively; they are, however, more narrowly localized than that. The taste receptors, the *taste buds*, are clusters of cells almost completely enclosed in a mucous membrane and located mainly on the surface of the tongue. They are also found on the epiglottis, palate and pharynx. The odour receptors are cells in a mucous membrane that lines the upper walls and roof of the nasal cavity. The effective area of odour receptors is, however, much greater than that of taste buds and this may be the reason that odour is a more sensitive sense than taste. [reference 10: ch.4]

Taste buds can be grouped into four types, according to which taste sensation they generate when stimulated: *sweet, sour, bitter* or *salty*. Each of the four types, moreover, is predominantly found in a separate area of the tongue and mouth. Odour receptors, on the other hand, appear to be essentially indistinguishable and there does not appear to be a simple set of "primary odours" as there is in the case of the four "primary tastes".† Odour perception appears to be a more complex process than taste recognition and, on the cellular level, it is certainly less well understood. [reference 10: ch.4]

We do not normally experience a taste or odour in isolation from other senses. In particular, there is a strong influence of

---

* In Alberta, for example, the Treated Water Survey (TWS) currently monitors for over 200 parameters (85 of which are non-pesticide organic chemicals) [8], and the Drinking Water Surveillance Program (DWSP) underway in Ontario calls for the regular monitoring of some 140 parameters, including upwards of 50 non-pesticide organic chemicals [9]. Other provinces may well have similar programs.

† There is no consensus on what constitutes a "primary odour". In a recent paper, Amoore felt that eight such primary odours (e.g., "sweaty", "malty", "urinous") had been identified, but he also added that historical and anecdotal reports suggested that the total number of primary odours might well be 40 or more [11].

odour on taste. Cinnamon sugar, for example, chewed while the nose is blocked, tastes only sweet, but if the mouth is then closed and the nose unblocked, the full flavour becomes apparent. More startling, perhaps, is the fact that one would find it difficult to distinguish an apple from an onion by taste alone – e.g., by eating a piece of apple or onion with one's nose blocked.

No one person smells or tastes in exactly the same way or with the same acuity as another person. The phenomenon of "odour blindness" or *anosmia* is well known – about three percent of the population, for example, are impervious to "sweaty" odours, and 36 and 47 percent, respectively, cannot readily detect "malty" and "urinous" odours [11]. (Taste blindness, in contrast, seems to be limited to materials which give rise to bitter tastes [reference 10, ch.5].) In a study concerning the detectability of taste and odour compounds in water samples, Cees *et al.* [12] found that the concentrations at which individuals were able to detect the odour of a given substance in water could vary by over four orders of magnitude.

Chemistry

To be tasted, a substance must have the solubility in water to reach the taste buds in high enough concentration, but apart from that restriction there are no obvious chemical limitations on the kinds of substances we can taste. Ionic minerals and small covalent molecules, as well as organic compounds with molecular weights up to tens of thousands are all known to produce strong taste sensations [reference 10: chs. 11 & 12]. In contrast, to reach the odour receptors, a substance needs a reasonable vapour pressure, and this restricts odorants to small, covalent inorganic molecules and to organic compounds with molecular weights less than about 300 [reference 10: ch. 7].

Some correlations have been established between chemical structures and various tastes and odours: molecules with a camphorous odour, for instance, are relatively non-polar and roughly spherical or ellipsoidal; the presence of the musk odour in some classes of compounds seems to require a particular configuration of a carbonyl group coplanar with an adjacent aromatic ring [reference 10: chs. 7 & 9]. Nevertheless, the general picture is neither complete nor totally consistent. In particular, a good qualitative or quantitative theory is still lacking.

The chemistry of taste is at least superficially more tractable than that of odour. Saltiness is commonly associated with sodium chloride and a few similar substances; sourness is associated with acids. But the overall picture is less simple: a wide variety of natural substances are bitter, and most carbohydrates are either sweet or bitter [reference 10: chs. 11, 12 & 13].

For odour, the picture is less clear. Molecules as small as hydrogen sulphide or ammonia have strong, distinctive odours, while larger organic molecules have equally strong but quite different odours. There is little correlation between the odour of a substance and the chemical functional groups it carries. An idea of the variety of odours and chemical compounds which may be associated with them can be gained from Table 1.

A number of sources of taste and odour in tap water can be identified: naturally occurring substances present in raw water; substances present in raw water as a result of human activity; substances formed during water treatment; and substances introduced during the passage of the water through the distribution system.

TABLE 1 Odours in Drinking Water and Reference Compounds suggested for their Identification*

Odour	Reference Compound
Almonds (sweet)	benzaldehyde
Bleach (sweet)	chloramine
Chlorinous	chlorine
Cucumber	nonenal
Earthy (beets)	geosmin
Fruity (sweet)	nonanal
Grassy	3-hexen-1-ol
Solvent (sweet)	*m*-xylene
Musty (peaty)	2-methylisoborneol
Model paint	methyl-isobutyl-ketone
Rubber hose/shoe polish	cumene
Cloves/spicy	cloves
Soapy	soap
Green bell pepper	isobutyl-methoxypyrazine
Old grass/rotten nuts	hexanal
Moth balls/camphor	*p*-dichlorobenzene
Iodine/medicinal	iodine
Vanilla	vanilla
Rancid nuts	heptanal
Model glue	toluene
Decaying vegetation	grass
Septic	grass

* The suggestions were made by Bartels *et al.* [13], who proposed carrying out standardized flavour profile analyses of drinking water samples as an aid to determining drinking water quality.

Substances naturally present in raw water which contribute to taste and odour include minerals and various biologically produced compounds. Most of the latter are organic, but hydrogen sulphide may also be present in water as a result of microbiological action. The biologically produced substances of most frequent concern for taste and odour in drinking water are probably the products of algal and actinomycete metabolism. Two products of such processes, *geosmin* and *methylisoborneol*, have been isolated and identified. They have very low odour threshold concentrations (~20 ng/L [14]) and have been implicated in several outbreaks of unpleasant odour in drinking water. Their odour is generally described as musty or earthy. The intensity of odour from these substances has been correlated with the seasonal growth of algal blooms in reservoirs. The metabolites from algae and actinomycetes do not appear to have direct implications for human health. But other biologically produced materials, if present at levels high enough to cause taste or odour problems, may well indicate that bacteriological or other biological action is occurring in the drinking water and be an indication that sewage, for instance, is present.

A wide range of anthropogenic pollutants has been found in raw waters, and some of these inevitably make their way into the drinking water distribution system. Like many pollutants, their levels often have a seasonal variation. Some, for example, are mainly encountered in summer, when the demand for water is highest and the reservoirs are low. Others may be more prevalent when spring runoff washes the accumulated winter's surface contamination into rivers and lakes.

A major set of anthropogenic pollutants, responsible for many taste or odour problems, are those produced in the course of water treatment. Chlorine itself can contribute to the taste of drinking water. Chlorine also reacts with a wide range of organic compounds that may be present in raw water to produce a series of halogenated compounds, the most familiar of which is chloroform, although other chlorinated alkanes and alkenes are also known. Aromatic compounds (which are most likely to be the result of industrial pollution) and organic nitrogen compounds can also be halogenated. In general, the halogenated compounds have much lower taste threshold concentrations than their hydrocarbon precursors – this is particularly true of the chlorophenols – and so chlorination of some raw waters can markedly increase the odour levels. Chloramine, which is commonly used as an adjunct or alternative to simple chlorination, is usually introduced into a water supply by adding chlorine and ammonia separately. It provides a residual level of disinfectant in the distribution system and produces much less halogenated organic material than chlorine itself does. But problems can arise if the stoichiometric proportions of chlorine and ammonia are not maintained – which can happen if either the ammonia content or the chlorine demand of the raw water varies – for then dichloramine or nitrogen trichloride can be formed which have much more intense odours than chlorine or chloramine.

Further changes in the organoleptic qualities of drinking water may occur in the distribution system. If scale accumulates in the pipes or water mains, for example, it can harbour algae or other microorganisms which can then give rise to the same musty odours as found in contaminated raw waters [15]. Metals may be leached out of pipes and contribute to the taste of water – copper has been reported to be the most unpleasant tasting of the metallic ions likely to be present in tap water [16]. Concrete-asbestos pipes or tanks may be lined with tar or asphalt, and these substances have been known to allow organic components such as polycyclic aromatic hydrocarbons to be leached into the water, and give rise to marked taste and odour problems [17]. With plastic pipes, small amounts of plasticisers or

other organic compounds again can be leached into the water, particularly if water is allowed to stand in the pipe, and such "organic" odours have been found on occasion, when inferior quality plastic pipes were used [16].

Measurement

Our senses of taste and smell are capable of detecting very small amounts of substances, and of estimating the composition of many complex mixtures more quickly and simply than instrumental methods of analysis. For these reasons, the perception of taste or odour has been used in a variety of ways to judge the quality of foodstuffs, cosmetics, wines, and so on. It is also used, often on a daily basis, by drinking water suppliers as an aid in judging the quality of the product they are supplying; as, of course, it is by their customers.

Attempts to quantify the taste or odour of drinking water usually involves the use of testing panels comprising several members. These individuals may be consumers, or trained experts. In the former case, the panels are often large – 30 to 150 members. The "expert" panel, in contrast, may consist of 5 to 10 members or may even be a panel of one or two, used to monitor qualitatively the effectiveness of the treatment in the plant. Unless the water to be tested is known to be free of pathogens, odour determinations are generally preferred to taste measurements on health grounds.

Although subjective ratings of sensory quality can be compared within a given study, or related to the properties of reference substances, there is also some need for more objective quantitative measures of taste or odour. Such quantities are derived from threshold measurements. For an individual substance, the characteristic property is the threshold taste or odour concentration, generally abbreviated as TTC and TOC respectively. These threshold quantities are defined as the the lowest concentration of the substance in water that can be detected (i.e, tasted or smelt) by 50 percent of the testing panel. Table 2 shows TOC values for a number of substances for which drinking water guidelines have been set. It should be remarked that in almost all the cases, the health-based guideline value (the MAC) is considerably below the odour threshold.

For a sample above the threshold level, and perhaps of unknown composition, the odour (or taste) intensity is quantified by the threshold odour number, TON (or threshold taste number, TTN), which is defined as the factor by which the sample would have to be diluted to reach a threshold level. Measures based on threshold levels are empirically useful for mixtures of unknown composition because they provide a rough estimate of their odour strength. Nevertheless, since the relationship between odour and concentration is neither linear nor uniform from substance to substance, it does not follow that substances with equal TONs have equally intense smells. The relations between the TON of a mixture and the levels of individual components are even more uncertain.

The American Water Works Association's *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* [19] gives approved procedures for taste and odour measurement in water. The odour measurements are based on a determination of the threshold odour number for a given sample of water using "a panel of five or more testers". The testers are to be selected on the basis of reasonable (but not extreme) olfactory sensitivity. The recommended procedure is a concentration series, encompassing the probable threshold level and with two blank samples inserted in the series. The testers are to report when the odour is definitely recognizable. As an adjunct to the threshold

TABLE 2 Odour Thresholds and Maximum Acceptable Concentrations (MACs) of Some Organic Chemicals in Water

Substance	Canadian MAC mg/L[7]	Odour Threshold mg/L[14]	Threshold/ MAC
Aldrin	0.0007	0.017	24
Benzene	0.005	2-31	400-6200
Carbon tet.	0.005	1.08*	360
Chlordane	0.007	0.0005	0.07
Dichloroethane	n/s	29	n/a
2,4-D	0.1	3.1	31
DDT	0.03	0.35	12
Dieldrin	0.0007	0.041	59
Heptachlor	0.003	0.02	7
Lindane	0.004	12	3000
Methoxychlor	0.9	4.7	47
Methylparathion	0.007	0.012	1.8
Parathion	0.05	0.04	0.8
[Chlorophenols]	0.005-0.9	0.0002-1.24	n/a
Tetrachlorethene	n/s	0.3	n/a
Trichloroethene	n/s	0.5	n/a

* from Alexander *et al.* [18]

n/s under review, but not yet specified [7]

n/a not applicable

determination, testers are asked (perhaps in a separate experiment) to describe the odour observed, with a view to identifying it and its probable source.

For taste measurement, *Standard Methods* recommends a threshold determination similar to that for odour, but also describes a procedure for rating the taste of water on an "action tendency scale" for acceptability, ranging from "I would be very happy to accept this water as my everyday drinking water" to "I can't stand this water in my mouth and I would never drink it".

TASTE & ODOUR AND CANADIAN DRINKING WATER SUPPLIERS

Recently a representative cross-section of Canadian drinking-water plants was surveyed by questionnaire to investigate the role played by taste and odour in assessments of drinking-water quality [1, 20]. This survey, which achieved a response of over 90 percent, provided a perspective of the situation in Canada. In this final section we shall concentrate on a couple of the results in order to highlight the discussion presented above.

Description of Survey

The survey questionnaire consisted of ten questions; nine elicited information in the following areas:

- size of population served and source of raw water
- type and frequency of consumer complaints
- taste and odour measurement practices at the treatment plant.

The final question enabled respondents to give opinions on the role of taste and odour as drinking water quality parameters.

The majority of the approximately 2000 water-treatment plants in Canada serve populations of 2500 or less [21]. But the seven largest plants (serving populations greater than 400,000) provided drinking water to about one quarter of all Canadians. In order to achieve a balance, we selected a sample with a reasonable geographic distribution (9 municipal water authorities in the Maritimes, 11 in Québec, 15 in Ontario, 11 in the Prairies, 5 in British Columbia, and 4 in the Yukon and Northwest Territories), in which each of six size categories (ranging from less than 10,000 consumers to more than 400,000 consumers) were approximately equally represented (Table 3).

More than 90 percent of the water authorities responded and these, collectively, provide water to about 40 percent of Canadians using municipal drinking water supplies. The majority of respondents used surface water as their primary source of raw water. The surface water sources are approximately equally divided between lakes and rivers. The few ground water supplies represented are concentrated, as would be expected, among suppliers to the smaller communities.

Taste and Odour Complaints

About three-quarters of the respondents reported receiving complaints about taste and odour in the drinking water they supply. Two-thirds of the respondents reporting complaints received complaints about "chlorinous" tastes and odours; about one-half received complaints which could be attributed to aerobic metabolism (e.g., earthy smells, fishy smells, and even smells of "old socks"); about a quarter reported complaints which could loosely be interpreted as arising from organic chemical pollution (e.g., gasoline and phenols). Sulfurous odours ("rotten eggs") were rarely reported among respondents who used surface waters as their sources of raw water,

TABLE 2 Number of Drinking Water Treatment Facilities in Canada and Municipal Authorities Sent the Questionnaire Survey: by Size of Population Served

Population Served	Plants in Canada*	Questionnaires Mailed Out†	Questionnaires Received†
<10 000	1754 (13%)	6 (<0.1%)	6 (<0.1%)
10 000 to 29 999	174 (5%)	12 (1%)	10 (1%)
30 000 to 59 999	50 (8%)	9 (2%)	9 (2%)
60 000 to 99 999	31 (9%)	11 (3%)	9 (3%)
100 000 to 400 000	21 (16%)	9 (6%)	9 (6%)
>400 000	8 (22%)	7 (23%)	7 (23%)

( )percentage of the total Canadian population. [Source: Reference 21]

* number of drinking-water-treatment facilities; the balance of the Canadian population is served by drinking-water distribution systems which do not treat the water, or by individual supplies (e.g., private wells)[21]

† number of municipal authorities; some authorities operate more than one drinking-water-treatment facility.

but one-third of those with ground water sources did report such complaints.

These results are in broad agreement with an earlier survey on taste and odour problems carried out by the American Water Works Association – a survey of 118 United States' and 11 Canadian drinking-water suppliers [19]. The earlier survey also found that about three-quarters of respondents reported a taste and odour problem, and a majority received complaints attributable to the effects of chlorination. In that survey, however, only 40 percent of suppliers using ground water sources reported a taste and odour problem (in contrast to 80 percent for those using surface or surface and ground sources), while our results showed no real difference in this respect between ground and surface supplies.

As might be expected, the likelihood of a drinking-water supplier receiving complaints depends upon the size of population served (Figure 1). About two thirds of respondents serving populations under 60,000 (the median population in our sample) reported receiving complaints concerning taste and odour, while more than 80 percent of those serving populations of over 60,000 received complaints. One plausible measure of the taste-and-odour quality of the drinking water supplied is the number of complaints (per year, say) received by the treatment plant divided by the population being served – a quantity we have chosen to call a "complaints index"[20].

A couple of comments regarding the data presented in Figure 1 and the complaints index are worth making. In general, with increasing values of population served, the ranges of the complaints index decrease, and the means approach a value of about 10 to 15 complaints per 100,000 population. The scatter is greater for the smaller communities than larger, and for rivers and ground sources than lakes. Within our limited database, it appears that consumers in communities of less than 60,000 assess drinking water derived from river and ground sources as roughly equal in quality, and inferior to water from lake sources. In communities of over 60,000, consumers appear not to differentiate between drinking water from lake and river sources. (Only two ground sources in this size range were included in the survey response.)

There was an overall similarity in seasonal variation of the complaints index for all categories of treatment plant. Most notable was the moderately higher complaints indices in summer for the majority of plants – a reflection of the common phenomenon of summer algal blooms and, perhaps, the higher temperature of the water received by the consumer facilitating the release of odours.

Response of Treatment Facilities

If the consumers' rating of the quality of drinking water can be measured by the number of complaints made, one could argue that the importance given taste and odour by treatment plant operators may be judged by the number of facilities actually measuring these parameters as part of their treatment process. In fact, less than 40 percent of our respondents actually measure taste and odour – a result which suggests that taste and odour measurement is not high on the list of monitoring priorities among municipal drinking-water suppliers.

Our survey found that the majority of facilities serving the smallest communities do not measure taste and odour as part of their drinking-water-quality assessment. There was also an indication that facilities with river water as their primary raw water source are more likely to measure than are their lake-fed counterparts. This distinction also extended to the frequency with which measurements

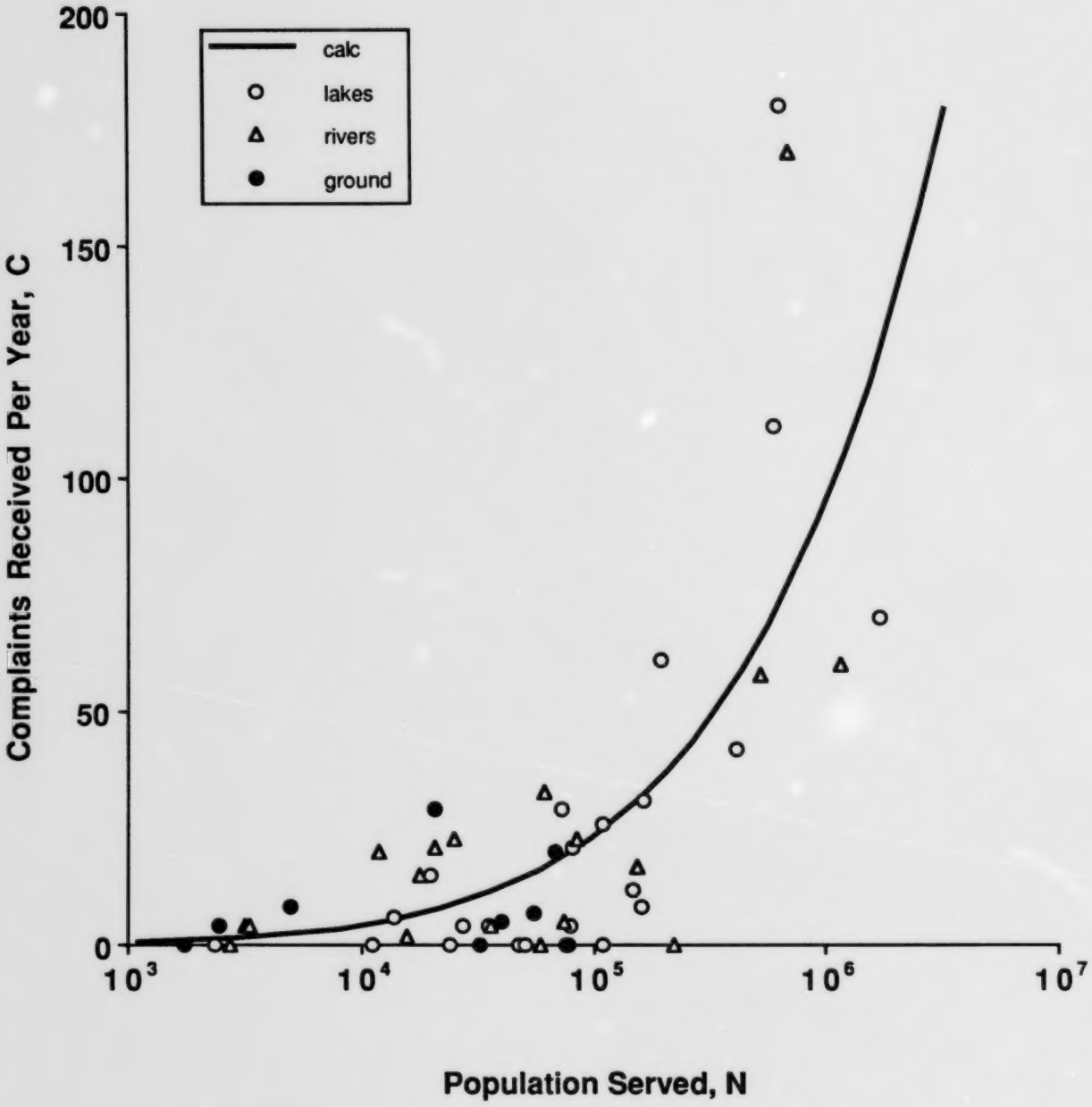


FIGURE 1 Number of Complaints Relating to Taste and Odour; as a Function of the Population Served. (The trend line is the best-fit curve of the form: $C = a[\log N]^b$)

are made. The most common measurement frequency is at least once per day. Some water suppliers, however, measure only in response to complaints. Of the 18 respondents carrying out measurement, 17 measured the finished water. Two-thirds, however, also measured the raw water. Only one respondent reported measuring pre-treatment but not post-treatment.

Among treatment plants carrying out measurements, a measurement "panel" consisting of only one individual was the most popular, although this was used in only 40 percent of the cases: the majority of these plants used panels of two, three, or more staff members to assess taste and odour. In the case of two respondents, who normally used a single individual to assess taste and odour, a panel of four or five members was used during critical periods.

CONCLUDING REMARKS

If there was one "message" from our survey, it is that, while taste and odour complaints are received by the majority of water treatment facilities, the majority do not measure these parameters as part of their regular drinking-water-quality assessment. It is worth querying what prompts a supplier to carry out such measurements.

On a basic level, this question can be answered by noting that only one of the 13 treatment plants which did not receive complaints (i.e., only 8 percent) actually measured taste and odour, whereas measurement was carried out by 17 out of 37 plants which did receive complaints (i.e., 46 percent). It is probably safe to conclude therefore that a treatment plant which never receives complaints concerning the taste and odour of its drinking water is unlikely to take the trouble to measure these parameters. The next question, then, is what factors lead a treatment plant to decide to measure taste and odour. Because our questionnaire only sought information on the source of the raw water and not on its quality or on the water-treatment practices used, it was not possible to account for any monitoring prompted by the quality of the raw water or by tastes or odours introduced by water treatment. Accordingly, we can only approach this secondary question in terms of complaints received and measurement practices employed for taste and odour.

It seems plausible that treatment plant operators would respond to the rate at which complaints are received rather than to the fraction of the population complaining. If this were true, one might expect the probability of measurement to depend in a simple way on the total number of complaints received per year. In Figure 2, we have grouped the data presented in Figure 1 by the total number of complaints received in a year so that each group contains approximately equal numbers of respondents; within each group, the fraction of treatment plants measuring taste and odour has been plotted along the vertical axis. This axis therefore represents the probability that a treatment plant will measure taste and odour. Evidently, from the behaviour represented by Figure 2, the hypothesis posed at the beginning of this paragraph indeed seems plausible.

However, it appears that no matter how high the rate of complaint, there will always be some 20 to 30 percent of treatment plants that will not measure. The data presented in Figure 2 also enable one to estimate a "measurement threshold" — the number of complaints required to ensure a 50 percent probability that a treatment plant will measure taste and odour — of approximately 15 complaints per year. This "tolerance threshold" may be in fact slightly lower (say 10 complaints per year) because, as noted above, there appear to be 20 to 30 percent of plants who will not measure no matter how many complaints they receive.

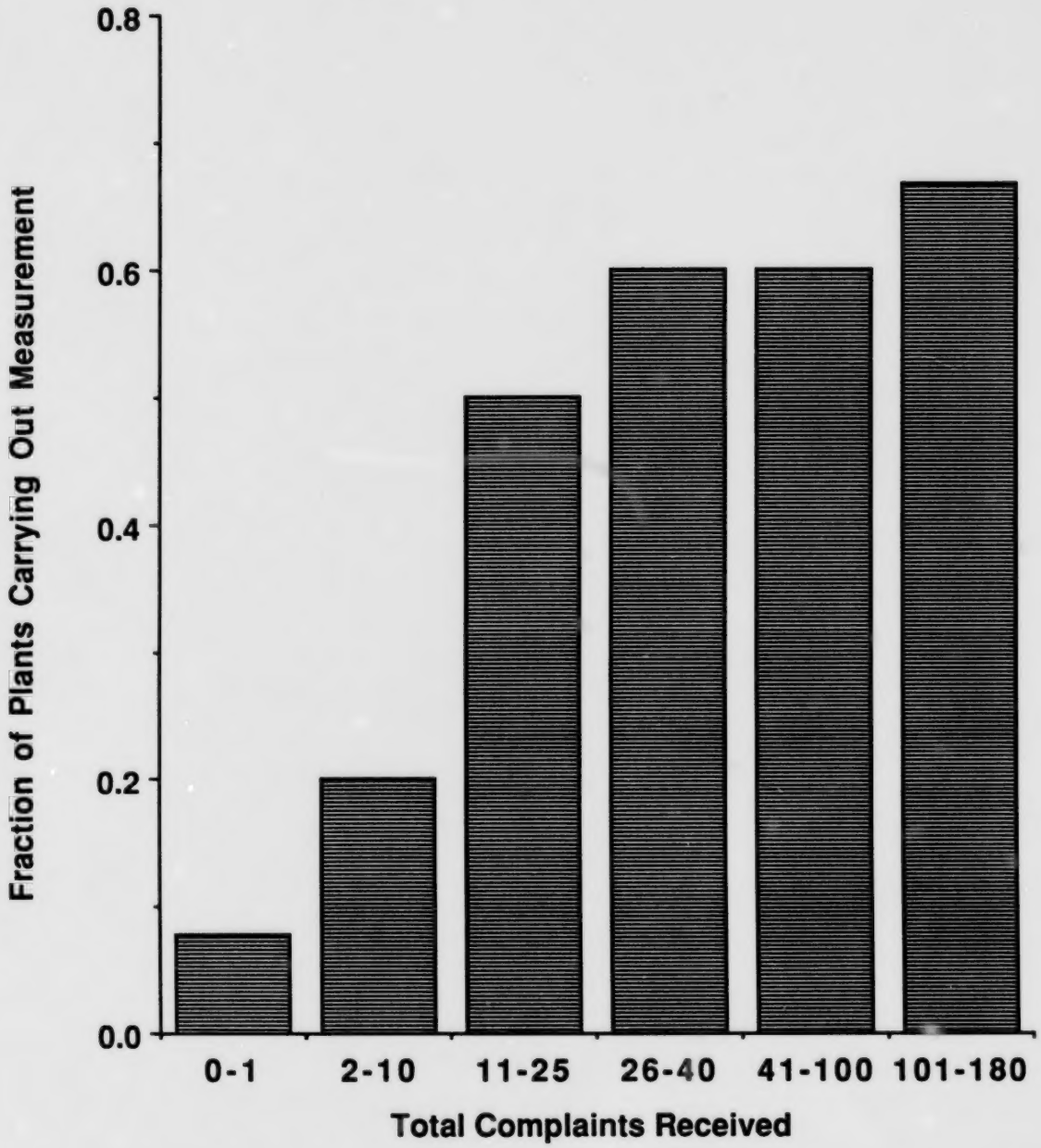


FIGURE 2 Fraction of treatment plants measuring taste and odour as a function of total complaints received. (**Note**: the ranges of complaints were chosen to give roughly equal number of respondents in each range)

We are unclear as to the relevance of these observations to the broader question of whether or not standards or guidelines for taste and odour in drinking water are called for. In the opinion of the World Health Organization, the main reason for requiring that the taste of drinking water be unobjectionable is that "the presence of objectionable taste in a public water supply may cause consumers to seek alternative sources of potable water, which may or may not be subject to the same degree of microbial protection afforded by the rejected supply" [22]. While this may well be valid in many parts of the world, it is probably not a major factor determining the public health of modern industrialized societies – where the alternative sources (such as bottled water) are also likely to be subject to health regulation. In these countries, perhaps the main reason for calling for inoffensive water is that suppliers who produce water of high quality would like their product to be perceived as such. The results shown in Figure 2 indicate that municipal suppliers are indeed influenced by consumers' perceptions of the taste and odour of their drinking water but, given that the majority of suppliers do not measure these parameters, one might wonder if sufficient attention is, in fact, being paid.

At the recent AWWA/OMWA Annual Conference in Sudbury it was reported [23] that the President of the American Water Works Association, Steve Bonk, urged the waterworks industry to constantly strive for better water quality and not to just defend itself against critics. The President was also reported as suggesting that the industry was taking the public for granted by (among other things):

> ... *not recognizing the public demand for water that tastes good all the time;*

and

> ... *not realizing that it was in competition with the bottled water and home treatment device industries.*

Which really brings us back to the quotation which opened this presentation.

REFERENCES

1. Park, J.M., M.G. Holliday, & J.J. Engelhardt, *Taste and Odour in Drinking Water*, report prepared for Monitoring and Criteria Division, Health and Welfare Canada(March 1987).
2. Anon, "Tastes and odors", *J. Am. Waterworks Assoc.*, **78**(3):33 (1986).
3. Health and Welfare Canada, *Guidelines for Canadian Drinking Water Quality 1978: Supporting Documentation*, Catalogue No. H48-10/1978-1E. Ottawa, ON: Supply and Services Canada (1980).
4. Zoeteman, B.C.J., "Drinking water and health hazards in environmental perspective", *Sci. Total. Environ.*, **47**:487 (1985).
5. Kirkwood, D., "Developing and maintaining national standards in health and drinking water", in *National Conference on Critical Issues in Drinking Water.*, pp. 71-77. Ottawa, ON: Federation of Associations on the Canadian Environment (1984).
6. Health and Welfare Canada, *Canadian Drinking Water Standards and Objectives 1968*. Ottawa, ON: Department of National Health and Welfare (1969).

7. Health and Welfare Canada, *Guidelines for Canadian Drinking Water Quality*, Catalogue No. H48-10/1987E. Ottawa, ON: Supply and Services Canada (1987).
8. Spink, D., member of the Federal-Provincial Sub-Committee on Drinking Water, Edmonton, AB, personal communication (1987).
9. MOE, *Water Plant Optimization Study: Optimization Protocol Including General Terms of Reference for the Plant Consultant*. Toronto, ON: Ontario Ministry of the Environment (August 1986).
10. Beets, M.G.J., *Structure-Activity Relationships in Human Chemoreception*. London, UK: Applied Science Publishers (1978).
11. Amoore, J.E., "Odor theory and odor classification", in Theimer, E.T. (ed.), *Fragrance Chemistry*. New York, NY: Academic Press (1982).
12. Cees, B., B.C.J. Zoeteman, and G.J. Piet, "Cause and identification of taste and odour compounds in water", *Sci. Total Environ.*, **3**:103 (1974).
13. Bartels, J.H.M., G.A. Burlingame, and I.H. Suffet, "Flavor profile analysis: Taste and odor control of the future", *J. Am. Water Works Assoc.* **78**(3):50 (1986).
14. van Gemert, L.J. and A.H. Nettenbreijer (eds.), *Compilation of Odour Threshold Values in Air and Water*. Zeist, NL: National Institute for Water Supply, Voorburg; Central Institute for Nutrition and Food Research TNO (1977).
15. (US)NRC, *Drinking Water and Health*, Vol. 2. Washington, DC: National Academy Press (1980).
16. Tracy, H.W. and S.D. Leonard. "Tastes and odors in public water supplies", in Charalambous, G. (ed.), *The Analysis and Control of Less Desirable Flavors in Foods and Beverages*, p. 149. New York, NY: Academic Press (1980).
17. (US)NRC, *Drinking Water and Health*, Vol. 4, ch. III. Washington, DC: National Academy Press (1982).
18. Alexander, H.C., W.M. McCarty, E.A. Bartlett, and A.N. Syverud, "Aqueous odor and taste threshold values of industrial chemicals", *J. Am. Water Works Assoc.*, **74**:595 (1982).
19. AWWA, *Handbook of Taste and Odor Control Experiences in the US and Canada*. Denver, CO: American Water Works Association (1976).
20. Holliday, M.G., J.M. Park and V.C. Armstrong, "Taste and Odour in Drinking Water - The Canadian Experience", (to be published).
21. *National Inventory of Municipal Waterworks and Wastewater Systems in Canada 1986*. Minister of Supply and Services Canada, Cat. No. E94-81/1987. Ottawa, ON (1987).
22. WHO, *Guidelines for Drinking-Water Quality*, Volume 2. Geneva, Switzerland: World Health Organization (1984).
23. Davey, T. "Steve Bonk triumphs at Sudbury annual conference", *Environ. Sci. Eng.*, **2**(4):13 (1989).

Le choix d'une source d'eau potable dans la région métropolitaine de Québec: un point de vue de santé publique.

Patrick Levallois, Denis Gauvin, Pierre Lajoie
Service Santé et Environnement
Département de santé communautaire du Centre hospitalier de l'Université Laval, 2050 boulevard St-Cyrille Ouest, Ste-Foy, Québec, G1V 2K8, CANADA

Au cours des dernières années, le choix du fleuve St-Laurent comme source d'approvisionnement en eau potable est devenu de plus en plus controversé à cause du niveau de pollution de ce cours d'eau. Récemment dans la région de Québec cette controverse s'est cristallisée autour du projet de rénovation de l'usine de traitement d'eau potable de la Ville de Sillery. Compte tenu de l'âge avancé de son usine de traitement, la Ville de Sillery se trouvait en 1988 à l'heure des choix. Elle pouvait soit rénover son usine de traitement et continuer à s'approvisionner au fleuve St-Laurent, soit raccorder son réseau d'aqueduc à celui de la Ville de Québec qui puise son eau dans la rivière St-Charles, en aval du lac St-Charles.

Afin de l'aider à voir clair dans ce débat, la Ville de Sillery commandita 2 études. Une première étude concernait la perception du problème par la population et sa consommation en eau. Elle révéla que près de 50% de la population de Sillery consommait de l'eau en bouteille et que la rénovation de l'usine ou le branchement au réseau de la Ville de Québec ne modifierait pas beaucoup ce taux. Une deuxième étude, effectuée par la Faculté des sciences et de génie de l'Université Laval visait à apporter un éclairage scientifique à la prise de décision. Cette étude conclut que les deux solutions proposées étaient acceptables dans le cadre de la réglementation actuelle.

Devant les débats qui s'envenimaient impliquant différents groupes de citoyens et l'inquiétude croissante de la population face aux polluants chimiques présents dans le fleuve St-Laurent, le DSC du CHUL décida de réaliser une étude visant à donner un point de vue de santé publique sur le sujet.(1) Les questions auxquelles nous nous proposions de répondre étaient les suivantes:

1- Est-ce que la santé des populations utilisant l'eau du fleuve comme source d'approvisionnement en eau potable est en danger?
2- Parmi les choix offerts à la Ville de Sillery, y a-t-il une option de moindre risque?

MÉTHODOLOGIE

Afin de réaliser rapidement cette étude, nous avons utilisé principalement les documents publics présents dans les municipalités, le ministère de l'Environnement du Québec et les ministères fédéraux. Nous avons aussi consultés plusieurs experts spécialisés en toxicologie environnementale et dans le traitement des eaux. Notre étude se concentra sur les problèmes des micropolluants organiques puisqu'il s'agissait du sujet principal de préoccupation des citoyens. De plus, à cause de la disponibilité des données, nous avons comparé principalement la qualité des eaux brutes et traitées des villes de Ste-Foy et Québec.

RÉSULTATS

Les principaux résultats concernant les caractéristiques générales des eaux brutes sont les suivants (Voir Tableau I):

- la qualité microbiologique de l'eau du fleuve (au niveau de la prise d'eau de Ste-Foy) est déplorable,
- la turbidité de la rivière St-Charles (au niveau de la prise d'eau de Québec) est faible,
- la couleur de l'eau de la rivière St-Charles est élevée.

Aucune des 2 prises d'eau ne dispose d'un système de surveillance du Carbone Organique Total (COT). D'après des données indirectes, il est possible que le COT soit plus élevé dans la rivière St-Charles tout en étant à un niveau modéré.

Pour ce qui est des concentrations de micropolluants présents dans les eaux brutes et traitées, les données disponibles sont inégales puisque seule St-Foy participait au programme de surveillance du MENVIQ. Le Tableau II présente les principaux résultats pour les micropolluants étudiés en majeure partie au niveau de l'usine de traitement de la Ville de Ste-Foy. En dehors du cas des trihalométhanes présents dans l'eau traitée en quantité notable, la contamination par les micropolluants est très faible.

Pour ce qui est de l'eau provenant de la Ville de Québec, notre évaluation s'est basée tout d'abord, sur une étude de vulnérabilité de la prise d'eau de Québec, puis sur les quelques données disponibles auprès de la Ville de Québec.

L'étude de vulnérabilité confirme qu'il s'agit d'un bassin en majeure partie forestier et que les principales sources de pollution sont les rejets provenant des activités humaines des riverains. L'épandage de pesticides en milieu forestier semble respecter les réservoirs d'eau.

Pour ce qui est des pesticides présents dans l'eau traitée, la surveillance effectuée par la municipalité de Québec est disponible au Tableau III. Comme on peut le voir tous les pesticides sont non détectés. Cependant, il faut noter que les seuils de détection, bien qu'en dessous des normes de qualité, sont assez élévés.

TABLEAU I
QUALITÉ COMPARÉE DES EAUX BRUTES

	FLEUVE(1)	RIVIÈRE ST-CHARLE(2)
Bactériologie (nb/100ml)		
- coli totaux	3834 (763-12888)	662 (300-1600)
- coli fécaux	200 (49-485)	69 (34-120)
Turbidité (UTN)	11	2,6
Couleur (UPC)	19	36

(1) prise d'eau de Ste-Foy
(2) prise d'eau de Québec

TABLEAU II
MICROPOLLUANTS PRÉSENTS DANS L'EAU BRUTE ET TRAITÉE PROVENANT DU FLEUVE ST-LAURENT

	EAU BRUTE	EAU TRAITÉE	NORMES
BPC ng/l	ND - 20	ND	-
Organiques Volatils µg/l			
- chloroforme	ND - 0.4	44 (hiver) 112 (été)	30 (OMS)
- THM totaux	ND - 0.4	49,9 (hiver) 129,5 (été)	350 (MSNBS)
- Tétrachlorure de Carbone	ND	ND	5 (MSNBS)
- Trichloroéthylène	ND	ND	5 (EPA)
- Benzène	ND	ND	5 (MSNBS)
- Tétrachloro-éthylène	ND - 0.6	ND - 1.2	10 (OMS)

Abréviations: ND : non détecté
MSNBS: Ministère de la Santé Nationale et du Bien-être social
EPA : Environmental Protection Agency
OMS : Organisation Mondiale de la Santé

TABLEAU II (SUITE)
MICROPOLLUANTS PRÉSENTS DANS L'EAU BRUTE ET TRAITÉE PROVENANT DU FLEUVE ST-LAURENT

	EAU BRUTE	EAU TRAITÉE	NORMES
BPC ng/l	5 - 18.4	ND	-
Pesticides µg/l			
.Aldrine + dieldrine	ND	ND	0.7 (MSNBS)
.Lindane	ND	ND	4 (MSNBS)
.2-4 D	ND - 0,011	ND	100 (MSNBS)
.Atrazine	<0,100 - 0,377	<0,100 - 0,330	60 (MSNBS)
.Simazine	ND - 0,125	ND - 0,105	10 (MSNBS)

ND : non détecté
MSNBS : Ministère de la Santé National et du Bien-être social

TABLEAU III
ANALYSE DES PESTICIDES PRÉSENTS DANS LES EAUX TRAITÉES DE LA VILLE DE QUÉBEC

PESTICIDES µg/L	QUÉBEC	NORMES (MSNBS)
Aldrine + dieldrine	ND	0,7
Lindane	ND	4
2-4 D	ND	100
Diazinon	ND	20

ND : Non détecté
MSNBS : Ministère de la Santé Nationale et du Bien-être social

Les seules données disponibles concernant la production de trihalométhanes dataient de 1977 et faisaient état de niveaux faibles (6,9 - 19,2 mg/l), cependant ces mesures avaient été effectuées en hiver.

DISCUSSION

Le principal objectif du traitement des eaux est la désinfection de l'eau afin d'éliminer tout risque de maladie infectieuse secondaire à son ingestion. La qualité microbiologique des eaux traitées étudiées ne posant pas de problème nous ne nous sommes pas attardés sur cet aspect.

Y a-t-il danger pour les populations utilisant l'eau du fleuve comme source d'approvisionnement en eau potable? Une façon de répondre à cette question aurait été de réaliser une étude épidémiologique afin de déterminer si les populations utilisant l'eau du fleuve ont un excès de maladie. La complexité d'une telle étude et la nécessité de répondre rapidement aux demandes des municipalités concernées nous ont fait délaisser cette approche.

Puisque la contamination du fleuve St-Laurent commence à être mieux connue et que nous disposions des résultats des campagnes sur les micropolluants réalisées par le MENVIQ, il nous sembla plus profitable de réaliser une évaluation de risque basée sur les niveaux de contaminants présents dans l'eau traitée et éventuellement ingérés par la population.

D'après les données dont nous disposons, la contamination des eaux brutes par les micropolluants semble plus importante pour le fleuve St-Laurent que pour la rivière St-Charles mais l'impact sur la population d'une telle pollution est incertain. D'une part les polluants les plus toxiques comme certains pesticides cancérigènes ou des organo-volatils sont le plus souvent non détectés. D'autres part les pesticides fréquemment retrouvés comme les triazines sont détectés à des niveaux modérés. Compte tenu que la dose reçue par l'ingestion d'une telle eau est très faible (moins de 1% de l'apport quotidien), et qu'il s'agit de produits modérément toxiques, nous considérons la situation non alarmante. Notre réponse à la première question posée par les municipalités a donc été "non, il n'y a pas de danger à utiliser l'eau du fleuve St-Laurent comme source d'eau potable". Cependant, à cause des inconnues qui persistent concernant autant la pollution du fleuve que l'interaction des polluants et leur toxicité, il nous est apparu logique de recommander comme solution de moindre risque l'eau de la rivière St-Charles.

L'examen des eaux traitées fait ressortir clairement l'importance de la contamination par les trihalométhanes qui dépassent de beaucoup la contamination par les polluants présents dans l'eau brute. Plusieurs éléments nous ont permis de certifier qu'il s'agissait du principal problème de micropolluants autant pour les eaux puisées dans le fleuve que celles provenant d'eaux moins polluées mais riches en matières organiques:

1- on les retrouve fréquemment à des niveaux importants, proches des normes;
2- il s'agit de produits cancérigènes chez l'animal et possiblement cancérigènes chez l'humain;
3- l'eau peut être responsable de 10 à 50% de la dose quotidienne reçue par l'humain;
4- il est facile de réduire cette contamination en modifiant les techniques classiques de traitement.

Notre évaluation nous permet de considérer que compte tenu des données chez l'animal, l'eau provenant d'un réseau comme Ste-Foy pourrait être responsable d'un excès de cancer de 1 cas pour 100 000 personnes(2) consommant une telle eau pendant toute leur vie. Les études épidémiologiques étudiant ce problème font ressortir la possibilité d'une association faible entre la chloration et la survenue de cancers de la vessie et du colon. Il n'est pas encore évident qu'une telle association soit causale, mais même faible, une telle association pourrait avoir un impact de santé publique important vu le nombre de personnes potentiellement exposées à une telle eau.

Compte tenu de ces constatations, nous avons considéré que l'action prioritaire concernant les micropolluants devrait être la réduction des trihalométhanes et autres sous-produits de la chloration. La réduction des micropolluants présents dans l'eau brute est moins inquiétante, mais on devrait s'y attarder à plus long terme.

CONCLUSION

Nos principales conclusions et recommandations furent les suivantes:

1- les 2 sources d'eaux brutes étudiées sont acceptables;
2- lorsqu'on a le choix, la source la moins polluée doit être privilégiée;
3- les usines de traitement étudiées devraient utiliser un traitement conventionnel optimal visant la réduction des THM et autres sous-produits de la chloration;
4- on devrait surveiller plus étroitement la formation de THM;
5- on devrait étudier à l'aide d'un projet pilote, l'efficacité, la fiabilité et le coût d'un procédé d'adsorption sur charbon activé pour les usines utilisant le fleuve St-Laurent comme source d'eau brute.

RÉFÉRENCES

(1) Le choix d'une source d'eau potable dans la région métropolitaine de Québec: un point de vue de santé publique. Département de santé communautaire, Centre hospitalier de l'Université Laval, mai 1989.

(2) Drinking water and Health Vol. 7: disinfectants and disinfectants by products. National Academy Press, 1987.

WATER PLANT OPTIMIZATION

R.B. Hunsinger*, K.J. Roberts*, G.W. Martin*
J.A.J. Budziakowski*, W. Gregson* and G. Sigal**

* Ontario Ministry of the Environment
1 St. Clair Avenue West, Toronto, Ontario
M4V 1K6

** R.V. Anderson Associates, Toronto, Ontario

ABSTRACT

The Province of Ontario is carrying out a 41-plant study on Water Plant Optimization. The purpose of the study is to document and review the present conditions and determine an optimum treatment strategy at the plant, with emphasis on removal of particulate materials and on disinfection processes. This paper outlines the components of the study, preliminary results and general conclusions.

KEYWORDS

Drinking Water Treatment, Optimization, Disinfection, Particulate Removal.

INTRODUCTION

There are 474 water treatment plants in the Province of Ontario operated by the Ministry of the Environment (MOE) and by a number of different Municipalities. Of these, 40% are surface water treatment plants and 60% are ground water supplies. Figure 1 shows that 416 or 88% of these supplies are less than 25 mega litres per day (ML/D) or 5 million imperial gallons per day (IMGD) and 296 or 63% are smaller than 5 ML/D or 1.0 IMGD.

In 1985 there was a spill of perchloethylene into the St. Clair River in the southwestern section of Ontario.[1,2] There were eight municipal water supplies downstream from the spill site. As would be expected there was considerable public pressure to initiate expensive, exotic water treatment methods, such as activated carbon adsorption of contaminants, to protect downstream supplies. However, before moving into new treatment technologies, it was decided to first look at the quality of product water that could be produced by these plants utilizing existing plant processes.

A four-week study on nine plants (the eight plants downstream and one plant upstream from the spill) was carried out which showed that there was considerable room for improvement in product water quality, even in well operated facilities. Eight of the nine plants could be improved in the short term without any modification to the existing capital works.

Following on the success of this initial program, a Water Plant Optimization Study (WPOS) of 41 plants located throughout the province was launched. The source of water and the treatment types of plants examined are specified in Figure 2. The 41 plants chosen (Table 1) correspond with the Drinking Water Surveillance Program (DWSP) locations.[3] The DWSP is an MOE program which monitors drinking water quality. Some of the components in the two programs were similar and thus cost savings could be realized.

The purpose of the WPOS is to document and review the present conditions at individual water treatment plants and determine an optimum treatment strategy for contaminant removal at each plant, with emphasis on the disinfection process and the removal of particulate materials.

The emphasis on disinfection and particulate removal is based on the following:

1. Disinfection is the primary health related function of drinking water treatment. Emphasis over the past years on organics such as trihalomethanes and dioxin has often shifted attention from this goal.

2. Some organic contaminants (dioxins, PAHs) may be associated with particulates.

3. Particulates themselves have health-related limits (turbidity).

In striving for excellence in water treatment, it is important to examine all possible approaches, including the advanced treatments, but first optimum use should be made of the processes already in place.

METHODOLOGY

This process of optimization is carried out by a team of people, including Ministry of the Environment scientific and technical staff, consulting engineers and municipal operations and management staff. The team approach is a very important aspect of this program.

The sequential steps carried out in order to review the present conditions at each of the plants studied and to determine the optimum treatment strategy for contaminant removal and disinfection are listed below and are outlined in detail in Appendix A.[4]

1. Project initiation.

2. The documentation and verification of the raw and treated water quality and quantity.

3. A complete description of the treatment processes and operating procedures used.

4. Particulate removal optimization using existing capital works.

5. Disinfection optimization using existing capital works.

6. Short and long-term modification to achieve optimization.

7. A final report.

RESULTS

Municipal plants are generally meeting and bettering the Ontario Drinking Water Objectives (ODWO).

A number of design problems have become evident at various plants relating to flow measurement, dosage control/chemical feed, mixing - coagulation and flocculation, settling, filtration, and monitoring systems.

Operations are generally characterized by little optimization being practiced, however there are exceptions. Operational staff often appear to lack understanding of the disinfection and particulate removal process; again exceptions do exist. Technical guidance for operational staff is not generally readily available in written or in verbal form from municipal management, consultants or the Ministry. There is generally slow response to changes in water quality. Water quality data is often not collected, and when it is collected data is often not examined or examinable.

Appendix B summarizes the design and operational problems encountered in disinfection in one municipality.

Training needs in terms of water treatment plant operation have been identified at all levels including municipal operations, municipal management, Ministry of the Environment regional and head office staff and consulting engineers.

Design problems, operational deficiencies and training needs are more evident in smaller plants than in larger ones.

As an overall observation, it has been seen that there is strength in the keen innovative people in the industry.

SUMMARY

The major benefit from the WPOS program is a higher, more consistent quality drinking water for the residents of Ontario at comparable costs.

The WPOS produces a manual for individual utilities on operation and design criteria which is vital for training, day to day problem evaluation, contingency response, updating information on operation, long term planning, refinement of design data, and readily available up front public information.

Further, the WPOS has produced an Ontario wide data base on water plant design and operation which provides a single source for operation and research data. The WPOS outlines the effectiveness of various processes, as well as providing practical recommendations in regard to operation.

The WPOS facilitates communication in the water industry in terms of information sharing between plants and also in pointing out information gaps and research needs.

The goals of the optimization program for each plant studied was to:

1. Know the quality and variability of the source water and the quality of the water produced by treatment.

2. Have this information available for use when required.

3. Know the treatment system and its performance.

4. Make optimum use of the facilities, rather than just meeting standards.

5. Have this treatment information readily available.

6. Keep this information current, through regular updates.

7. Be prepared for a contingency response and to modify and change treatment as required.

The Optimization program uses a team approach in order to attain a consistent high quality product water in terms of particulate removal and disinfection, looking first at the facilities and process in place.

The Optimization Program is not regarded as an end in itself, but rather a beginning in which operations would be documented and optimized and then updated on a regular basis.

REFERENCES

1. Hunsinger, R.B., Organic Contaminants in Drinking Water: What, Where, When and How? in Treatment of Drinking Water for Organic Contaminants by P.M. Huck and P. Toft. Edmonton, Canada, 1986.

2. Roberts, K.J., R.B. Hunsinger and A.H. Vajdic. Drinking Water Surveillance Program in the St. Clair-Detroit River Area 1985-86. Water Poll. Res. J. Canada, Vol. 21, No. 3, 1986.

3. Hunsinger, R.B., K.J. Roberts and G.M. Goldstraw. Ontario Drinking Water Surveillance Program. Proceedings AWWA Water Quality Technology Conference, 1987. Baltimore, U.S.A.

4. Roberts, K.J., R.B. Hunsinger, G.W. Martin, W.J. Hargraves, G. Sigal and J. Budziakowski. Water Plant Optimization Study, Optimization Protocol Including General Terms of Reference for the Plant Consultant (Rev. 1), Ontario Ministry of the Environment, Toronto, Canada, August 1986.

TABLE 1

1986-87 OPTIMIZATION SITES

1. South Peel (Lakeview)
2. Belleville
3. Niagara Falls
4. Cornwall
5. Toronto (R.C. Harris)
6. Port Dover
7. St. Thomas (Elgin Area)
8. Leamington (Union Area)
9. Sudbury (Wanapitei)
10. Sudbury (Ramsey Lake)
11. Kitchener
12. Stouffville
13. Sarnia
14. Sault Ste. Marie (Wells)
15. Sault Ste. Marie (St. Marys River)
16. Brantford
17. Burlington
18. Grimsby
19. North Bay
20. Timmins
21. Fort Erie
22. Toronto (R.L. Clark)
23. Hamilton
24. Thunder Bay (Loch Lomond)
25. Thunder Bay (Bare Point)
26. St. Catharines
27. Kingston
28. Peterborough
29. Ottawa (Britannia)
30. Ottawa (Lemieux)
31. Amherstburg
32. Oshawa
33. Wallaceburg
34. Windsor
35. London (Lake Huron)
36. Toronto (Easterly)
37. Mitchell's Bay
38. Belle River
39. Walpole Island
40. Stoney Point
41. Tilbury

ONTARIO MINISTRY OF THE ENVIRONMENT

WATER PLANT OPTIMIZATION

FIGURE 1. ONTARIO WATER PLANTS
# of Plants by Size (ML/D); Total = 474

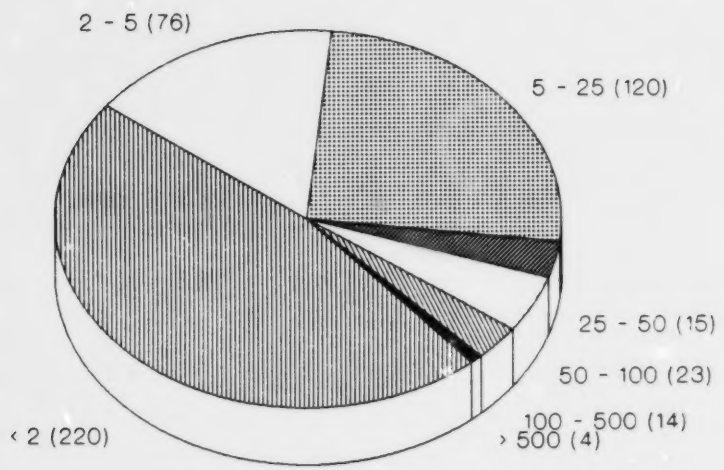
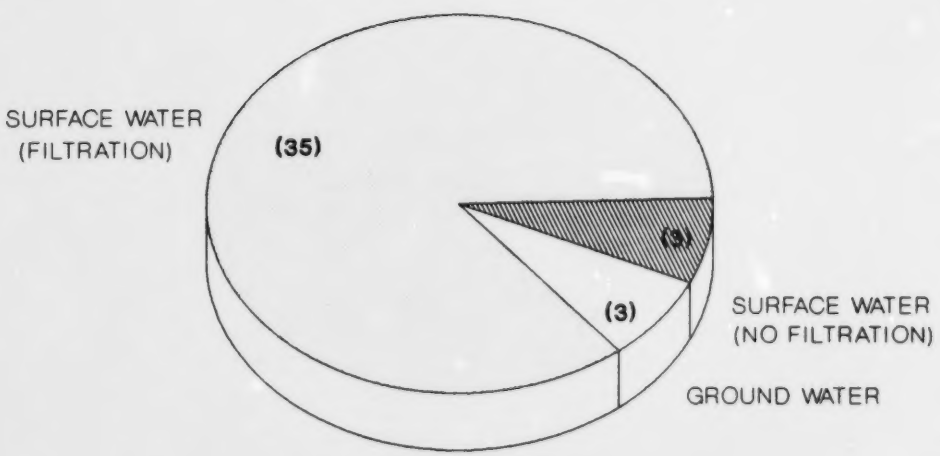


FIGURE 2. SOURCE AND TREATMENT TYPE OF PLANTS OPTIMIZED



APPENDIX A

EXCERPTS FROM

WATER PLANT OPTIMIZATION STUDY

OPTIMIZATION PROTOCOL

INCLUDING

GENERAL TERMS OF REFERENCE

FOR THE

PLANT CONSULTANT

Ontario Ministry of the Environment
Water Resources Branch
August 1986

APPENDIX A

WATER PLANT OPTIMIZATION STUDY
GENERAL TERMS OF REFERENCE

Purpose

To review the present conditions and determine an optimum treatment strategy for contaminant removal at the plant, with emphasis on particulate materials and disinfection processes.

Work Tasks

1. Receive an information package from the MOE. Review the information provided and meet with the MOE staff, if required, to discuss the project.

2. Document the quality and quantity of raw and treated waters.

3. Define the present treatment processes and operating procedures. Prepare a progress report on Works Tasks 1-3 for the Project Committee.

4. Assess the methods of efficient particulate removal which would utilize the present major capital works of the plant. Evaluate the particulate removal efficiency and sensitivity of operation, assuming optimum performance of the plant.

5. Assess current disinfection practices and possible improvement methods.

6. Describe possible short and long-term process modifications to obtain optimum disinfection and contaminant removal.

7. Prepare a draft report for the project committee's review.

8. Prepare the final report.

WORK TASK NO. 1

1. RECEIVE AN INFORMATION PACKAGE FROM THE MOE. REVIEW THE INFORMATION PROVIDED AND MEET WITH THE MOE STAFF, IF REQUIRED, TO DISCUSS THE PROJECT.

WORK TASK NO. 1 (CONT'D)

Elements of Work

(a) Receive an information package from the MOE concerning the plant and the study. This package includes a general terms of reference, a general table of contents for organizing the study in a manner consistent with other plant reports, the WPOS reporting tables and a copy of Ontario Drinking Water Objectives.

(b) Review the information and prepare for a meeting to initiate the work on the project, including preparation of a schedule of manpower and staff committments.

(c) Meet with the MOE to discuss the available data, the terms of reference, and the project staff and work schedule. If a consultant is carrying out more that one study it may not be necessary to meet with the MOE at the start of each study.

WORK TASK NO. 2

2. DOCUMENT THE QUALITY AND QUANTITY OF RAW AND TREATED WATERS.

Elements of Work

(a) Prepare a monthly summary of maximum, minimum, and average flows for the last three consecutive years (Table 1.0). Address any discrepancies which exist between raw and treated flow rates.

(b) Based on the above, briefly review and tabulate for the last three years, the monthly maximum, minimum, and average per capita flow for the total population served by the plant (Table 1.1). Compare the plant data with typical per capita flows for the local region. Indicate major consumers who may influence the figures.

(c) Document the methods of measuring the raw and treated water flow rates.

(d) Summarize, for the last three consecutive years, where available, the raw and treated water; turbidity, colour, residual aluminum/ iron, pH, temperature and treatment chemical dosages (other than disinfection and fluoridation). The summary should indicate the monthly daily average and maximum and minimum day (Table 2.0).

WORK TASK NO. 2 (CONT'D)

For the same three year period, tabulate also the daily average for the typical seasonal months of January, April, July and October as well as other months in which problems with particulate removal occurred (Tables 2). Document enough data to define and evaluate those problems.

Record other data, such as particulate counting, suspended solids, and algae counting (Table 5.0) which could reflect on particulate removal efficiency.

Document the source and methods used in determining all information.

A comparison should be made between the plant and outside laboratory information to ascertain the relative validity of the data. For plant data, emphasis should be given to plant laboratory tests rather than continuous process control instruments.

(e) Summarize for the last three consecutive years, where available, the disinfectant demand, dosages (including all disinfection related chemicals and residuals) for all application points as well as fluoridation dosage and residual. The summary should indicate the monthly daily average and maximum and minimum day (Table 3.0).

For the same three year period, tabulate (Tables 3) the daily average for the typical seasonal months of January, April, July and October as well as other months in which problems with chlorine residuals and/or positive bacterial tests identified in Table 6. Document enough data to define and evaluate those problems.

Document the methods of dosage evaluation and residual measurements, and establish the validity of the data provided.

(f) Prepare a summary, based on at least three years of data, of the raw and treated water quality testing data for physical, microbiological, radiological, and chemical water quality information (Table 4). Document as much data as is needed to show possible seasonal trends in water quality. Where possible, show corresponding sets of raw and treated water quality information.

WORK TASK NO. 2 (CONT'D)

Document the source and methods used in determining all water quality information and establish the validity of the data, comparing plant and outside laboratory data.

(g) Tabulate, for the last three consecutive years, the raw and treated water bacterial test information at the plant (Table 6).

Document the source and methods used for all data provided.

(h) Document the water sampling systems (source, pump, line-material and size, vertical rise velocity sampling location) used in the plant (similar to DWSP Questionnaire in Appendix A).

(i) Prepare a summary of inplant testing including Test, Sampling Point, Testing Frequency, Reporting Frequency, Testing Instrumentation including calibration.

(j) Identify other water quality concerns, not related to particulate removal or disinfection, which should be considered as part of the assessment phase of this evaluation program.

WORK TASK NO. 3

3. DEFINE THE PRESENT TREATMENT PROCESSES AND OPERATING PROCEDURES. PREPARE A PROGRESS REPORT ON WORK TASKS 1-3 (8 COPIES), FOR THE PROJECT COMMITTEE.

Elements of Work

(a) Where drawings are available, assemble sufficient record drawings of a reduced size, to document the general site layout and the interrelationship of major plant components. If available, include a process and piping diagram (PAPD) of the plant operations.

(b) Prepare a simplified block schematic of all major plant components including chemical systems and indicating design parameters. Appendix B is an example of the required standard schematic.

WORK TASK NO. 3 (CONT'D)

(c) Prepare a photographic record of the plant facilities, illustrating all of the major plant components and chemical feed systems. The record should include approximately 30-40 coloured (9 cm x 12 cm) (or 10 cm x 15 cm) prints, suitably labelled. The progress and draft reports may include photocopies in lieu of the prints.

(d) Tabulate the design parameters for all the major plant components, with emphasis on the process operations, including chemical feeds. This information, as a minimum, must be consistent with the DWSP Questionnaire (Appendix A) and must be confirmed and verified by field observations. The design parameters should be evaluated at design, rated and actual operational flows.

(e) Prepare a summary of how the plant is operated, including chemical dosage control, such as jar testing information, filter backwashing procedures and initiation, and pumping and flow control.

(f) Document all reported and other apparent problems in plant operations and/or in the distribution system related to water quality. In addition list the health related parameters which exceed the Ontario Drinking Water Objectives (Table 7).

(g) Submit 8 copies of the progress report to the Prime Consultant for distribution to the Project Committee.

WORK TASK NO. 4

4. ASSESS THE METHODS OF EFFICIENT PARTICULATE REMOVAL WHICH WOULD UTILIZE THE PRESENT MAJOR CAPITAL WORKS OF THE PLANT. EVALUATE THE PARTICULATE REMOVAL EFFICIENCY AND SENSITIVITY OF OPERATION, ASSUMING OPTIMUM PERFORMANCE OF THE PLANT.

Elements of Work

(a) Assess the validity and implication of all information relating to particulate removal provided in Work Tasks 1 and 2 with emphasis on method, metering and sampling, etc.

WORK TASK NO. 4 (CONT'D)

(b) Using information provided in Work Tasks 1, 2 and 3 evaluate the plant's particulate removal efficiency. The basis of minimum particulate removal should be 1.0 F.t.u. It should, however, be recognized that it is desirable to strive for an operational level which is as low as is achievable.

(c) Conduct an evaluation of possible optimum performance alternatives. Include jar testing using established industry practice.

(d) Evaluate the feasibility of optimum removal using the existing plant capital works. This evaluation should consider the worst case water quality conditions, even though field testing data may not be available during the initial phase of the study (see Work Task 7).

(e) Describe the operational procedures, management strategies, and equipment required for various feasible alternatives. Estimate chemical dosages, level of operational expertise, and sensitivity of operation of the alternatives.

WORK TASK NO. 5

5. ASSESS CURRENT DISINFECTION PRACTICES AND POSSIBLE IMPROVEMENT METHODS.

Elements of Work

(a) Assess the validity and implication of all information relating to disinfection provided in Work Tasks 1, 2 and 3 with emphasis on method, metering and sampling etc.

(b) Using the information provided in Work Tasks 1, 2 and 3 evaluate the plant's ability to disinfect the water. The basis of minimum disinfection should be to ensure a water quality as described in the Ontario Drinking Water Objectives.

(c) Conduct an evaluation of possible optimum disinfection procedures for the plant, with consideration also given to the reduction of chlorinated by-products in the treated water.

WORK TASK NO. 5 (CONT'D)

(d) Evaluate the feasibility of the various alternatives using the existing plant capital works.

(e) Assess the relative merits of the alternatives. Describe the operational procedures, management strategies, and equipment required for the feasible alternatives. Estimate chemical dosages, level of operational expertise, and sensitivity of operation for the alternatives.

WORK TASK NO. 6

6. DESCRIBE POSSIBLE SHORT AND LONG-TERM PROCESS MODIFICATIONS TO OBTAIN OPTIMUM DISINFECTION AND CONTAMINANT REMOVAL.

Elements of Work

(a) Prepare a list of modifications which should be considered for detailed implementation evaluation. Provide an estimated cost and possible schedule for implementation for each of the proposed modifications.

It is not the purpose of this study to provide a detailed implementation scheme for plant rehabilitation. It is, however, necessary to scope the feasible short and long-term process modifications required to achieve optimum disinfection and contaminant removals.

(b) Incorporate (a) above in the draft report.

WORK TASK NO. 7

7. PREPARE A DRAFT REPORT FOR THE PROJECT COMMITTEE'S REVIEW. (8 COPIES).

Elements of Work

(a) The report must include all information for Work Tasks 1-6.

WORK TASK NO. 7 (CONT'D)

The information must be organized and presented in a logical and co-ordinated fashion. A general table of contents (Appendix C) is provided for organizing the material in a manner consistent with other plant reports.

Submit the draft report for review by the Project Committee.

(b) Meet with the Project Committee on site at least one week after submission of the report.

(c) Prepare a separate letter report containing recommendation(s) concerning the need for additional field testing to cover quality conditions not available during the period of this study. The Project Committee may decide to delay completion of the final report until field data can be obtained to confirm the predictions of performance for the worst case water conditions.

WORK TASK NO. 8

8. PREPARE THE FINAL REPORT.

Elements of Work

(a) Conduct additional field testing if required. Discuss the implementations of the results with the Project Committee if the results differ from the predicted performance.

(b) Amend the report as per review comments, incorporating additional field data if required.

(c) Submit 25 copies of the final reports (including the colour photographs) to the MOE for distribution.

APPENDIX B

The following presents an example of optimization of disinfection facilities of a small water supply system. This water supply system includes two independent sources of supply feeding the same distribution system.

The first source is an infiltration gallery which includes drainage tiles, a pond, a dam, a reservoir, one pump and a hypochlorite metering pump.

The second source is a treatment plant processing lake water essentially consisting of two separate water treatment plants - an old plant and a new plant, under one roof.

The lake water treatment plant incorporates a common intake, separate low lift pumping, clarifiers, filters, high lift pumping and two interconnected clearwells. There is separate prechlorination and coagulant metering facilities, and a common post chlorination.

After the water supply system components were evaluated, shortcomings were identified and recommendations made (Table A1).

Even if all of the WPOS recommendations will not be implemented, the fact that the understanding of the disinfection process in this water supply system was increased makes optimization efforts worthwhile.

TABLE B1

LOCATION	PROBLEM	RECOMMENDATION
infiltration gallery	- source contamination from agricultural and commercial uses	- establish a protected water shed zone around the tile field
	- possible failure of chlorination	- install an alarm system
	- no monitoring of chlorine residual	- install continuous chlorine residual analyzer
	- insufficient contact time	- move the chlorine application point from the pump discharge to the reservoir
	- insufficient contact time	- construction of a large diameter loop onto the existing forcemain
	- cross connection between pump well and pond.	- seal up possible cross-connection
lake water plant	- water without a residual is pumped to distribution in start stop operation	- pace post-chlorination to high lift rather than low lift pump
	- no post chlorination contact time from the new plant clearwell.	- move the diffuser from under the new high lift pump
	- under the often used pumping condition of using only the old lowlifts and high-lifts there is no post chlorination in the water leaving the plant and super chlorination in the new plant clearwell	- put chlorine diffusers in both clearwells or predominantly use the new highlifts

TABLE B1 (continued)

LOCATION	PROBLEM	RECOMMENDATION
lake water plant (cont'd)	- the prechlorinators do not have the capacity to meet the demand at high flows or at times of very poor water quality	- replace the chlorinators
	- the record system records a total dosage and does not reflect the above problem	- revise the record keeping system
	- pH during fall and winter too high for effective disinfection	- consider the use of an acidified coagulant
	- unreliable dosage due to no back-up chlorinator, and constant rate chlorinators rather than flow paced	- purchase backup chlorinators and flow paced feed systems
	- spikes of turbidity and possibly associated microrganisms entering the filters clearwell and distribution system due to start-stop operation with filters operating at high rates	- improve quality by running the plant at a lower flow rate in a continuous mode - consider ramping filters or filtering to waste when the filters are put on stream
	- no continuous monitoring of chlorine residual	- install continuous chlorine analyser, recorder and appropriate alarms

UTILISATION DES MEMBRANES POUR LA PROTECTION DE L'EAU POTABLE: ÉTAT DE LA TECHNIQUE

Zénon Environmental Inc.

M. François Fressinger

Paper unavailable at time of printing

Texte non reçu au moment de mettre sous presse

LA SYMBIOSE ENTRE L'OZONE ET LES AUTRES ÉTAPES DE TRAITEMENT: UN MOYEN POUR RÉPONDRE AUX NORMES DE POTABILITÉ.

Traillgaz et Anjou Recherche

M. B. Langlois et M. M. Bourbigot

Paper unavailable at time of printing

Texte non reçu au moment de mettre sous presse

ÉTUDE DE LA PERFORMANCE DE FILTRES A CHARBON ACTIF BIOLOGIQUE (CAB) EN EAUX FROIDES

Présenté au Symposium International sur les Eaux Usées, Montréal, Canada
20 - 22 novembre 1989

M. Prévost, directrice, R&D Environnement, Gendron Lefebvre
R. Desjardins, professeur, Ecole Polytechnique de Montréal
N. Arcouette, superviseur, Usine Ste-Rose, Ville de Laval
D. Duchesnes, chimiste, Lab. Service de l'Environnement, Ville de Laval
J. Coallier, microbiologiste, Gendron Lefebvre

1.0 INTRODUCTION

1.1 Mise en contexte

De nombreuses municipalités utilisent des eaux de surface comme source d'alimentation pour la production d'eau potable. Toute eau de surface, quelque soit son degré de pollution, contient une certaine quantité de matières organiques: des substances humiques et fulviques, des substances algales, etc.

Une filière traditionnelle de traitement (coagulation, floculation, décantation, filtration et désinfection) ne peut assurer qu'un enlèvement partiel des composés organiques dissous. On rapporte aux Etats-Unis des concentrations de matières organiques variant de 1,0 à 20 mg/L de COT dans les eaux distribuées produites à partir d'eaux de surface (Montgomery, 1985). Or, il a été démontré à plusieurs reprises que le chlore réagit avec la matière organique pour former des sous-produits organo-chlorés indésirables, dont certains sont potentiellement mutagènes et cancérigènes comme les THMS et les MX et EMX (Kranberg et coll., 1985).

Face à l'inefficacité des procédés traditionnels et au resserrement des normes de qualité de l'eau potable, particulièrement celles des concentrations admissibles de sous-produits de désinfection, on a vu apparaître de nouveaux procédés de traitement. L'utilisation du chlore alors universelle a été reportée en fin de filière, et l'ozonation favorisée à l'étape d'oxydation.

La filtration sur charbon actif en grains (CAG) en fin de filière a été utilisée pour l'enlèvement de la matière organique dissoute et de composés organiques synthétiques. Cette technologie est très performante si l'on utilise les propriétés d'adsorption du charbon actif; cependant, la regénération périodique du charbon entraîne des coûts d'opération excessifs.

Lorsque l'ozonation précède la filtration sur CAG, on peut observer, une fois la phase d'absorption rapide terminée, un enlèvement moindre mais soutenu au COT (Duchesne et coll., 1988). L'enlèvement du COT dans le filtre à charbon actif est alors essentiellement associé à l'abattement du carbone organique assimilable, le COA; on parle alors de filtres à charbon actif biologique (CAB). L'importance de la fraction biodégradable du COT varie considérablement selon la source d'eau et le traitement appliqué. L'ozonation augmente significativement cette fraction assimilable (Hascoet et coll., 1987, Joret et Lévi, 1986, Buydens, 1972, Fransolet, 1982).

Le paramètre clef permettant d'optimiser le rendement d'un filtre biologique est le carbone organique assimilable. La mesure du COA représente un défi technique en raison des faibles concentrations de carbone devant être mesurées. Le COA ne peut pas être caractérisé par une analyse physico-chimique en raison du grand nombre de composés organiques présents, des faibles concentrations de ces composés et de leur présence irrégulière. Les méthodes microbiologiques de type bioessai sont alors indiquées pour mesurer la fraction du carbone qui peut être enlevé par voie biologique dans les filtres à CAB. Les mesures de type DBO_5 ne sont pas assez sensibles pour mesurer avec précision les concentrations de COA. Plusieurs méthodes ont été mises au point afin d'évaluer le potentiel de support de croissance bactérienne

d'une eau (van der Kooij, 1982, 1983, 1984, Werner et Hambsch, 1986, Servais et coll., 1987, Joret et Lévi, 1986, 1988). Chacune de ces méthodes de mesure de COA offre certains avantages: sensibilité, rapidité, reproductibilité, représentativité, etc.

La réduction du COA par filtration biologique a été associée à une baisse du potentiel de recroissance bactérienne dans le réseau (Bourbigot et coll., 1986, van der Kooij, 1984), à la réduction de goûts et odeurs et de la demande en chlore (Bablon et coll., 1986) et à l'augmentation de la stabilité du chlore (Ventresque et coll., 1989).

1.2 Expérience canadienne

L'usine Ste-Rose de Ville Laval, d'une capacité nominale de 110 000 m^3/d, utilise la filtration sur CAB. Depuis la mise en route des filtres en 1984, un programme de suivi des filtres a été entrepris par le service de l'environnement Ville de Laval en collaboration avec l'Ecole Polytechnique de Montréal (Duchesne et coll., 1988, Letendre et coll., 1990).

Ce suivi a démontré la nécessité d'étudier plus en profondeur ce procédé ainsi que le besoin de réviser et d'optimiser la conception des filtres à CAB dans le contexte canadien. C'est pourquoi en 1988, une proposition spontanée d'étude sur le CAB fut présentée par la firme Gendron Lefebvre, conjointement avec la Ville de Laval et l'Ecole Polytechnique. Ce programme d'étude, financé par ministères fédéraux de Santé et Bien-Etre et d'Environnement, par le MAS, par le MENVIQ et par la Ville de Laval, a débuté en 1988. Composé de trois volets, ce programme vise à vérifier l'applicabilité de la filtration biologique en eaux froides. Les résultats du suivi de filtres industriels obtenus avec la

réalisation du Volet I du programme d'études sont ici présentés. Ils permettent d'évaluer l'incidence sur les performances du procédé, des faibles températures des eaux (< 5°C) présentes pendant plusieurs mois dans les eaux canadiennes.

2.0 MATERIEL ET METHODES

Tous les échantillons d'eau ont été prélevés à l'usine de traitement des eaux de Ste-Rose à Ville de Laval. Cette usine puise ses eaux brutes dans la rivière des Mille-Iles.

La chaîne de traitement est décrite par Duchesne et coll. (1988). Les caractéristiques des eaux de l'usine Ste-Rose sont présentées au tableau I. Les paramètres de suivi de la filière de traitement ici présentés sont:

- Le carbone organique total non volatil (COT), analysé à l'aide d'un analyseur DOHRMAN DC-80; digestion par ultra-violet - persulfate et dosage du CO_2 libéré par un détecteur infrarouge (SM505B4b) (APHA, 1985);

- Le carbone organique dissous après filtration sur 0,22u;

- L'azote ammoniacal (SM417C) et le phosphore (SM424F) (APHA, 1985);

- La demande en Cl_2 à court (4 heures) et à long terme (168 heures) obtenue avec un dosage de 2:1 Cl_2:COT à pH7 et détermination du chlore résiduel libre à la méthode du DPD (SM408D) (APHA, 1985);

- Le COA d'après la méthode du COT avant et après incubation avec un inoculum mixte indigène (Servais et coll., 1987) et d'après la méthode van der Kooij utilisant comme inoculum Pseudomonas aeruginosa P17 et

- Spirillum NOX (van der Kooij, 1982, 1983, 1984). Dans le cas de la méthode van der Kooij certaines modifications ont été apportées: incubation à 20°C, utilisation de fioles de 40ml et traitement de la verrerie au four à moufle (550°C / 6 heures).

Ces paramètres ont été mesurés à l'eau brute, l'eau filtrée sur sable et anthracite, l'eau ozonée, à trois profondeurs dans les filtres à CAB et à l'effluent des filtres à CAB, environ à toutes les six semaines d'octobre 1988 à août 1989.

3.0 RESULTATS ET DISCUSSION

3.1 Abattement du COA dans les filtres à CAB

Les résultats d'abattement du COA observés à travers la filière de traitement sont influencés par le choix de la méthode de mesure de COA. La Figure 1 présente des profils d'abattement du COA mesurés par les méthodes de mesure du COA de van der Kooij et de Servais et coll. Le profil obtenu avec la méthode de van der Kooij ne permet pas de suivre la formation et l'enlèvement de COA au long de la filière de traitement. Alors que le profil obtenu avec la méthode de Servais et coll. illustre clairement l'abattement du COA présent à l'eau brute par le pré-traitement et la filtration de 1er étage (sable et anthracite), la formation de COA à l'étape d'ozonation, et son enlèvement à travers le filtre à CAB. Le paramètre clef du suivi de la filtration biologique est le COA, puisque l'enlèvement du COT est presqu'entièrement associé à l'enlèvement du COA dans un filtre à charbon actif saturé (Bablon et coll., 1987); d'où l'importance d'utiliser une méthode adéquate pour mesurer le COA si l'on désire optimiser les parametres d'opération du filtre (temps de contact, vitesse de filtration, etc.)

On présente à la Figure 2 un exemple de variation saisonnière en termes de concentrations de COA formé et d'enlèvement dans les filtres à CAB. On remarque qu'en hiver (janvier 1989) à 1°C, on forme peu de COA à l'étape d'ozonation, alors qu'à 12°C (octobre 1988), l'ozonation augmente la concentration de COA, de 0,2 à 0,8 mg/LC. A noter qu'à 12°C ou à 1°C, on observe un enlèvement de COA de 100 %. Il est donc clair que l'enlèvement du COA par voie biologique se maintient même en eaux froides. L'enlèvement moindre de COT en période d'eaux froides rapporté par Letendre et coll. (1989) serait donc attribuable à la présence de concentrations de COA moins élevées en hiver et non pas à une insuffisance de l'activité bactérienne dans les filtres à CAB. Les concentrations de COA moins élevées dans l'eau ozonée pendant cette période sont sûrement reliées à des changements saisonniers de la matrice organique de l'eau (baisse des concentrations d'algues et de sous-produits des algues) et des conditions d'oxidation (dosage 0_3, température de l'eau, temps de contact).

Si un enlèvement est maintenu en eaux froides, il convient toutefois de définir les conditions dans lesquelles s'effectue cet enlèvement. L'abattement du COA en fonction du temps de contact dans le filtre à CAB est présenté à la Figure 3. On y remarque que le temps de contact en fut vide (EBCT) nécessaire à un abattement de plus de 80 % du COA est de l'ordre de 20 minutes.

3.2 Lavage des filtres à CAB

Les filtres biologiques doivent être lavés à intervalles réguliers, non pas pour éliminer les particules en suspension et rabattre les pertes de charges, mais pour prévenir la prolifération d'organismes supérieurs indésirables. La biomasse épuratrice active dans un filtre à CAB est la biomasse bactérienne. Sans lavage, des formes d'organismes prédateurs font leur apparition, tels les

protozoaires, métazoaires et autres organismes (Annelides), et peuvent proliférer, particulièrement en présence d'algues. La fréquence des lavages doit alors être ajustée de manière à briser la chaîne alimentaire présente dans le lit filtrant. Un contrôle périodique de la présence d'annelides (Nais) dans les eaux de lavage est recommandable lorsque la température de l'eau dépasse 20°C.

En eaux chaudes, le lavage d'un filtre n'en affecte pas vraiment les performances lors de sa remise en service. En eaux froides, il en est autrement et l'on observe une diminution importante de l'abattement de COA après un lavage et ce, pour une période d'environ 48 heures. On peut observer à la Figure 4 les profils d'abattement de COA à travers la filière avant un lavage (170 heures de filtration) et après un lavage (35 heures de filtration), lorsque la température des eaux est de 1°C. On y remarque qu'à deux jours d'intervalle, la concentration de COA formée à l'ozonation est la même, mais que l'abattement à travers le filtre CAB après un lavage est moindre (50 %) et réparti sur toute la hauteur du lit filtrant. En fin de cycle, après 170 heures de filtration, l'abattement du COA est complet et s'effectue surtout dans la partie supérieure du filtre. Une stratégie consistant à allonger les durées de cycles de filtration et à répartir dans le temps les lavages des différents filtres, est recommandable en eaux froides.

3.3 Incidence de l'enlèvement du COA sur la qualité de l'eau

La réduction de la concentration de COA observée dans les filtres à CAB est souhaitable pour abaisser son potentiel de recroissance bactérienne dans le réseau; mais l'enlèvement du COA est-il associé à une amélioration importante de la qualité physico-chimique de l'eau?

L'impact de l'enlèvement du COA par la filière biologique sur la demande en chlore est illustré à la Figure 5. On y observe les variations saisonnières de la demande en chlore à court (4 heures) et à long (168 heures) termes pour trois types d'eau: l'eau filtrée sur sable et anthracite, l'eau ozonée et l'effluent des filtres CAB. Plusieurs observations peuvent être faites à l'examen de cette figure:

- l'effet net de l'ozonation sur la demande en Cl_2 est variable selon les changements saisonniers de la matrice organique et des conditions d'oxydation;

- la filtration biologique abaisse substantiellement la demande en chlore à court et long termes tout au cours de l'année, même en eaux froides.

3.4 Optimisation de l'enlèvement du COA

A la lumière de ces résultats, on peut s'interroger sur l'intérêt d'atteindre le potentiel maximum de formation de COA à l'ozonation pour pouvoir ensuite enlever ce COA dans les filtres à CAB. On peut supposer qu'un enlèvement accru de COA serait associé à un abattement plus important de la demande en chlore. Or, les dosages d'ozone généralement appliqués en usine sont fixés non pas pour optimiser la production de COA, mais pour satisfaire aux besoins de désinfection, i.e. le maintient d'un résiduel de 0,4 mg/L après 10 minutes de temps de contact. L'influence du dosage d'ozone sur la formation de COA est présentée à la Figure 6. On peut y noter un accroissement important du COA en fonction de la dose d'ozone transmis pour deux types d'eaux filtrées sur sable: l'eau de Ste-Rose puisée dans la rivière des Mille-Iles à forte charge organique et l'eau du St-Laurent, eau à charge organique modérée.

Il est intéressant de remarquer qu'on obtient une concentration maximale de COA formée du même ordre et à des dosages d'ozone typiquement utilisés en usine (2 mg/L 0_3 transmis), et donc économiquement intéressants.

4.0 CONCLUSION

Une des préoccupations des plus actuelles des traiteurs d'eau est la réduction de la formation de sous-produits de désinfection au Cl_2. Pour ce faire on peut soit:

* avoir recours à d'autres désinfectants comme le ClO_2 ou les chloramines;

* reporter le point de chloration et réduire la demande en Cl_2 avant l'application de Cl_2 en désinfection finale.

L'utilisation de produits alternatifs peut être limitée par des problèmes de sous-produits (chlorites et chlorates) et de maintien de la qualité de l'eau dans le réseau (dénitrification). Pour la désinfection finale des eaux traitées, la chloration demeure une solution de choix pour la post-désinfection (Bablon, 1987, Fissinger, 1985). La réduction de la demande en chlore et donc la limitation de la formation de composés organo-chlorés apparaît donc comme une voie intéressante.

La réduction du COA dans les filtres biologiques permet:

- de prévenir la recroissance bactérienne dans le réseau de distribution;
- de réduire la demande en chlore à court terme et donc la formation de sous produits organochlorés indésirables à l'étape de désinfection finale au chlore;

- d'accroître la stabilité de la demande en Cl_2 et donc sa rémanence dans le réseau, ce qui est particulièrement important dans les réseaux maillés à temps de séjour élevés.

L'enlèvement biologique du COA est maintenu en eaux froides (1-5°C) et cela même si ces températures persistent plus de 5 mois. La réduction de la demande en chlore a court et long termes associée à l'enlèvement du COA est aussi maintenue en eaux froides.

Les temps de contact en fut vide (EBCT) nécessaire pour un abattement de plus de 90% du COA sont plus élevées en eaux froides, de l'ordre de 20 minutes.

Les lavages en eaux froides entraînent une baisse temporaire de rendement pour l'enlèvement du COA et doivent être expacés au maximum. En eaux chaudes, des lavages fréquents sont nécessaires pour contrôler la prolifération d'organismes supérieurs.

La filtration sur CAB, telle qu'appliquée à l'usine Ste-Rose de Laval fournit une eau de qualité physico-chimique excellente et d'une grande stabilité biologique. Ce qui permet d'assurer le maintien de cette qualité jusqu'au consommateur.

5.0 REMERCIEMENTS

Les autres désirent exprimer leur gratitude à Madame Catherine Poirier, et Monsieur Denis Allard, techniciens en traitement des eaux, à Madame Jacinthe Phaneuf, toxicologue, et à Monsieur Alain Gadbois, étudiant à l'Ecole Polytechnique, pour leur participation au programme d'étude.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

APHA, AWWA, WPCF (1985), Standard Methods for the examination of water and wastewater, 16ième edition, Washington D.C.

Bablon, G., Ventresque, C. et F. Damez (1986), Utilisation combinée de l'ozone et du charbon actif biologique dans une grande unité de traitement, Wat. Supply 4:35-45.

Bablon, G., Ventresque, C. et R. Ben Aim (1987), Evolution des techniques de filtration rapide: le bicouche sable - charbon actif, TSM l'EAU, 82,4: 153-160.

Bourbigot, M.M., Benezet-Touze, M. et R. L'Héritier (1981), Techniques Sciences Municipales 76(12): 639-648.

Buydens, R. (1972), La reviviscence microbienne dans les eaux et particulièrement dans les eaux ozonées, Centre Belge d'Etude et de documentation des eaux, 338:3-9.

Duchesne , D., Lafrance, P., Lavoie, J. et S. Letendre (1988), Contrôle de la qualité de l'eau traitée sur le charbon actif granulaire à l'usine de traitement d'eau Ste-Rose, Sciences et Techniques de l'Eau, 21,1: 33-42.

Fransolet, G. (1982) in Ozonation Manual for Water and Wastewater Treatment, W.T. Masschelein Ed., N.Y., John Wiley, 227-229. Fiessinger, F., Rook, J.J. et J.P. Duguet (1985), Alternative Methods for Chlorination, the Science of Total Environement, 47: 229-315.

Hascoet M.C., Servais, P. et G. Billen (1986), Use of Biological Analytical Methods to optimize Ozonation and GAC filtration in Surface Water Treatment, AWWA Annual Conference, Denver, Colorado, USA, June 22-26.

Joret, J.C. et Y. Levi (1986), Méthode d'évaluation du carbone éliminable des eaux par voie biologique, Trib. Cébedeau, 510(39): 3-9.

Joret, J.C., Lévi, Y., Dupin, T. et M. Gilbert (1988), Rapid method for estimating bioeliminable organic carbon in water, Proc. AWWA Annual Conference, Orlando, Florida, 1715-1725.

Kronberg, L., Holmbom, B. et L. Tikkanen (1987), Identification of the strong Mutagen 3-chloro 4-(dichloromethyl) 5-hydroxy 2-(5H) - furanone and of its Geometric Isomer E-2-chloro-3-(dichloromethyl)-4-oxo-butoneic acid in Mutagenic Fractions of Chlorine Treated Humic Water and in Drinking Waters, 6th Conference on Water Chlorination, Oak Ridge, Tennessee, May 3-4.

Letendre, S., Desjardins, R., Fortin, L., Lafrance, P. et F.G. Brière (1990), Influence de la température sur le rendement des filtres à charbon activé biologique de l'usine de traitement d'eau potable Ste-Rose, Ville de Laval, Revue Canadienne de génie civil, janvier.

Montgomery, Consulting Eng. Inc. (1985), Water Treatment Principles and Design, John Wiley and Sons, New York, USA.

Servais, P., Billen, G. et M.C. Hascoet (1987), Determination of the biodegradable fraction of dissolved of organic matter in waters, Wat. Res., 21(4): 445-450.

van der Kooij, D., Visser A. et W.A.M. Hijnen (1982), Determining the concentration of easily assimilable organic carbon in drinking water, J. Am. Water Works Assn., 74(10): 540-545.

van der Kooij, D. (1983) In Activated Carbon in Drinking Water Technology, AWWARF and KIWA, 119-152.

van der Kooij, D. et W.A.M. Hijnen (1984) Substrate utilization by an ozalate consuming Spirillum species in relation to its growth in ozonated water, Appl. Environ. Microbiol., 47(3): 551-559.

Ventresque, C., Bablon, G., Legube, B. et A. Jadas Hécart (1989), Drinking Water Treatment: Development of Chlorine Demand Kinetics, Water Chlorination, vol 6, Environmental Impact and Health Effects, Lewis Publishers, Chelsea, Michigan.

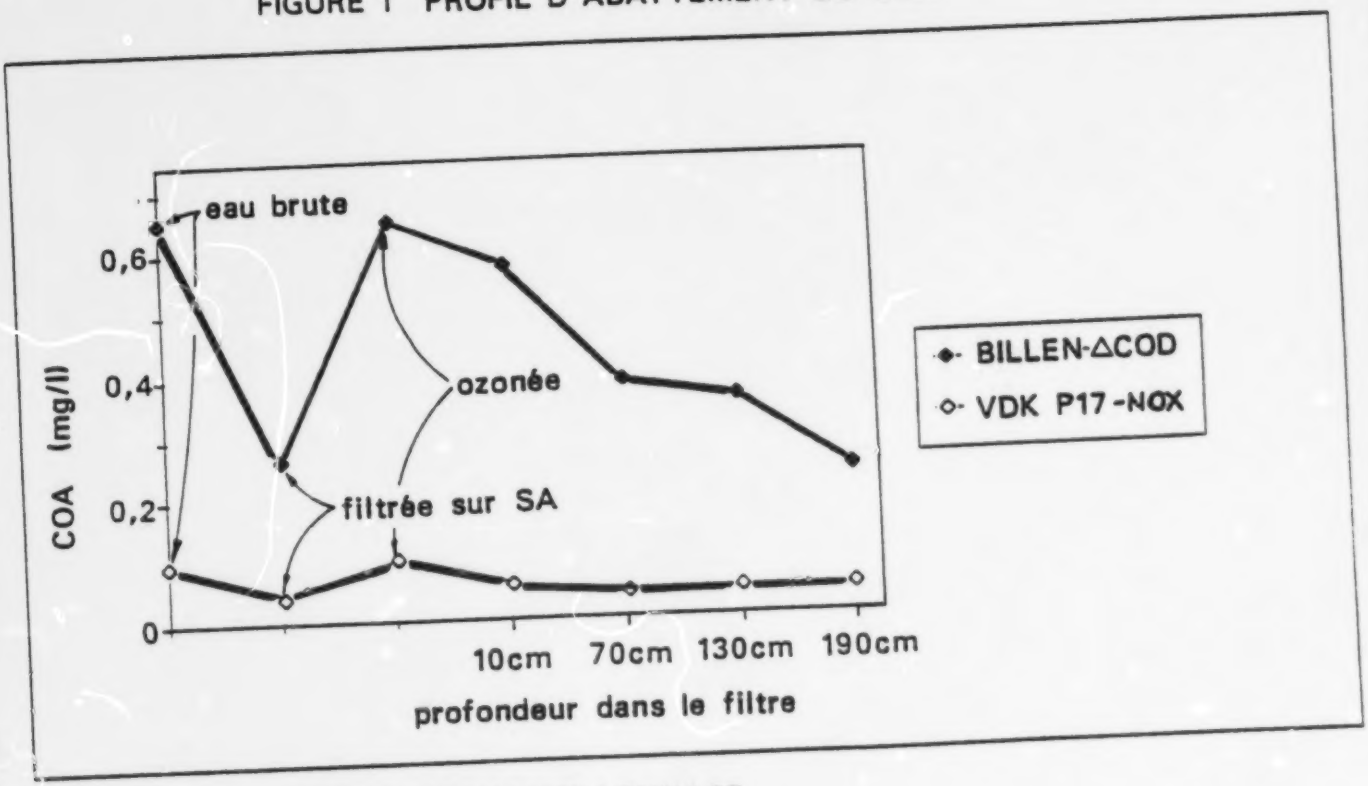
Werner, P. et B. Hambsch (1986), Investigations on the growth of bacteria in drinking water, Water Supply, 4:227-232.

TABLEAU I

Caractéristiques des eaux de l'usine Ste-Rose durant la période expérimentale (20.10.88 au 11.07.89)

		COT (mg/LC)	COD (mg/LC)	COA (mg/LC)	ABSORBANCE UV à 254 nm	NH_3 (ug/L-N)	PO_4 (ug/L-P)	t° (°C)
Eau brute	minimum	6,7	5,3	0	0,47	49	40	1°C
	moyenne	6,9						12°C
	maximum	7	6,9	0,7	0,62	58	32	23°C
Eau décantée	minimum	3,1	2,8	0,3	0,12	34	< 10	
	moyenne	3,4	3,2	0,3	0,53	58	< 10	
	maximum	3,7	3,6	0,4	0,17	86	11	
Effluent Filtres SA	minimum	2,9	2,6	0	0,11	38	< 10	
	moyenne	3,2	3,1	0,3	0,15	52	< 10	
	maximum	3,7	3,5	0,4	0,16	77	11	
Eau ozonée	minimum	2,9	2,6	0,2	0,05	30		
	moyenne	3,1	3,1	0,5	0,06	53	< 10	
	maximum	3,5	3,4	0,7	0,07	88		
Effluent filtres CAB	minimum	2,4	2,3	0	0,04	< 10		
	moyenne	2,5	2,5	0,1	0,05		<10	
	maximum	2,6	2,7	0,3	0,06	75		

FIGURE 1 PROFIL D'ABATTEMENT DU COA



POINT D'ECHANTILLONNAGE

FIGURE 2 VARIATIONS SAISONNIERES DE L'ABATTEMENT DU COA

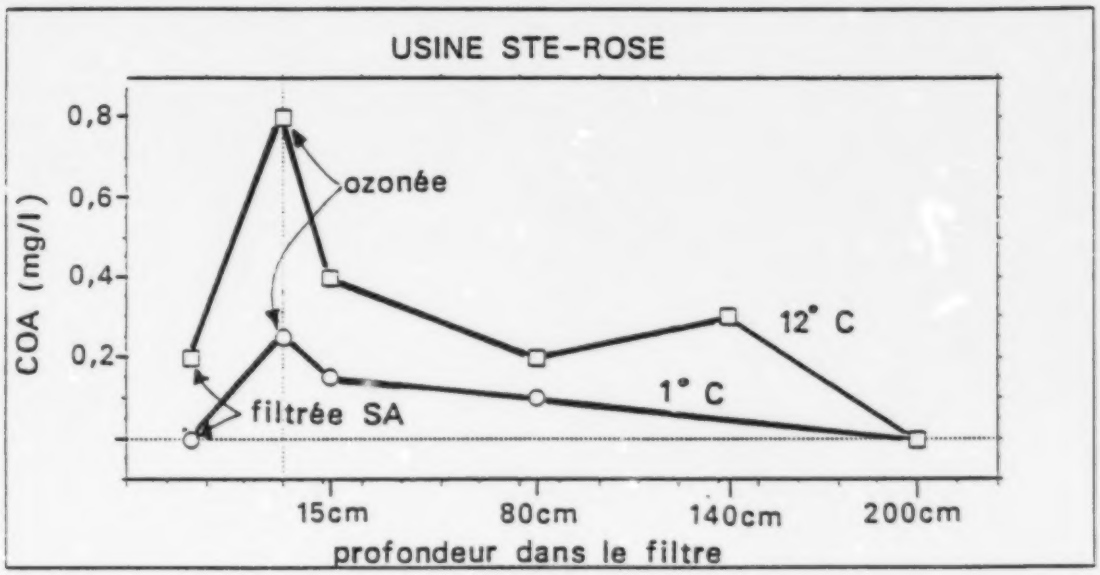


FIGURE 3 ABATTEMENT DU COA DANS LE FILTRE CAB 5D

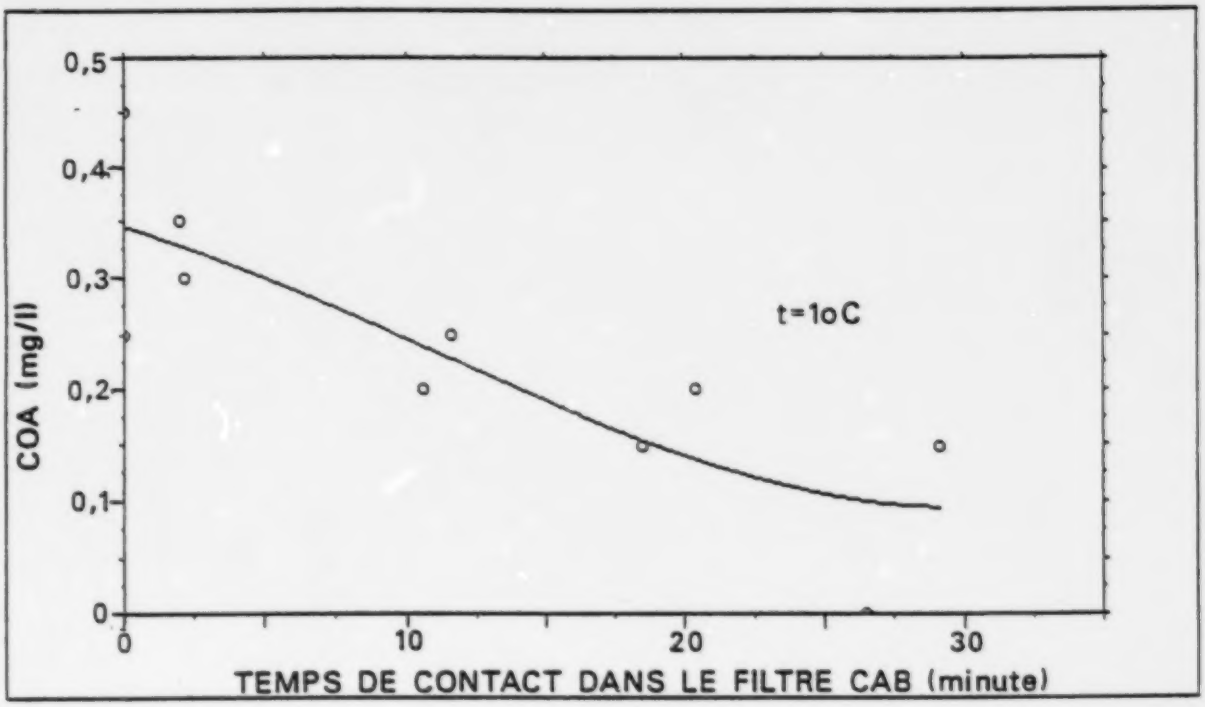


FIGURE 4
EFFET DU LAVAGE SUR L'ABATTEMENT DU COA

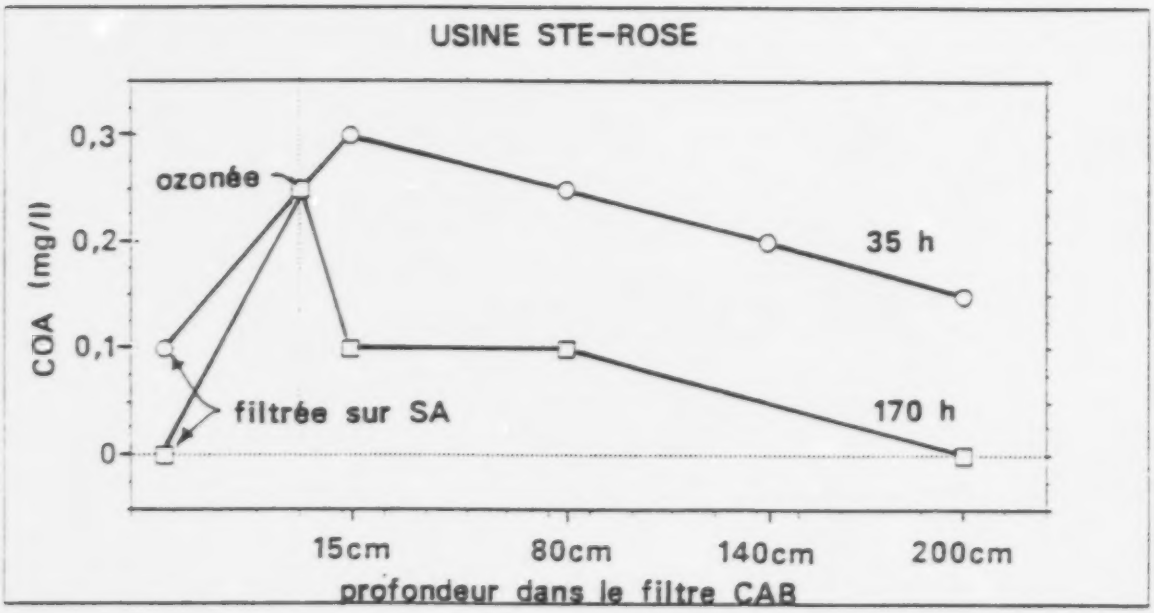


FIGURE 5
VARIATION SAISONNIERE DE LA DEMANDE EN CHLORE / FILTRE CAB 2G

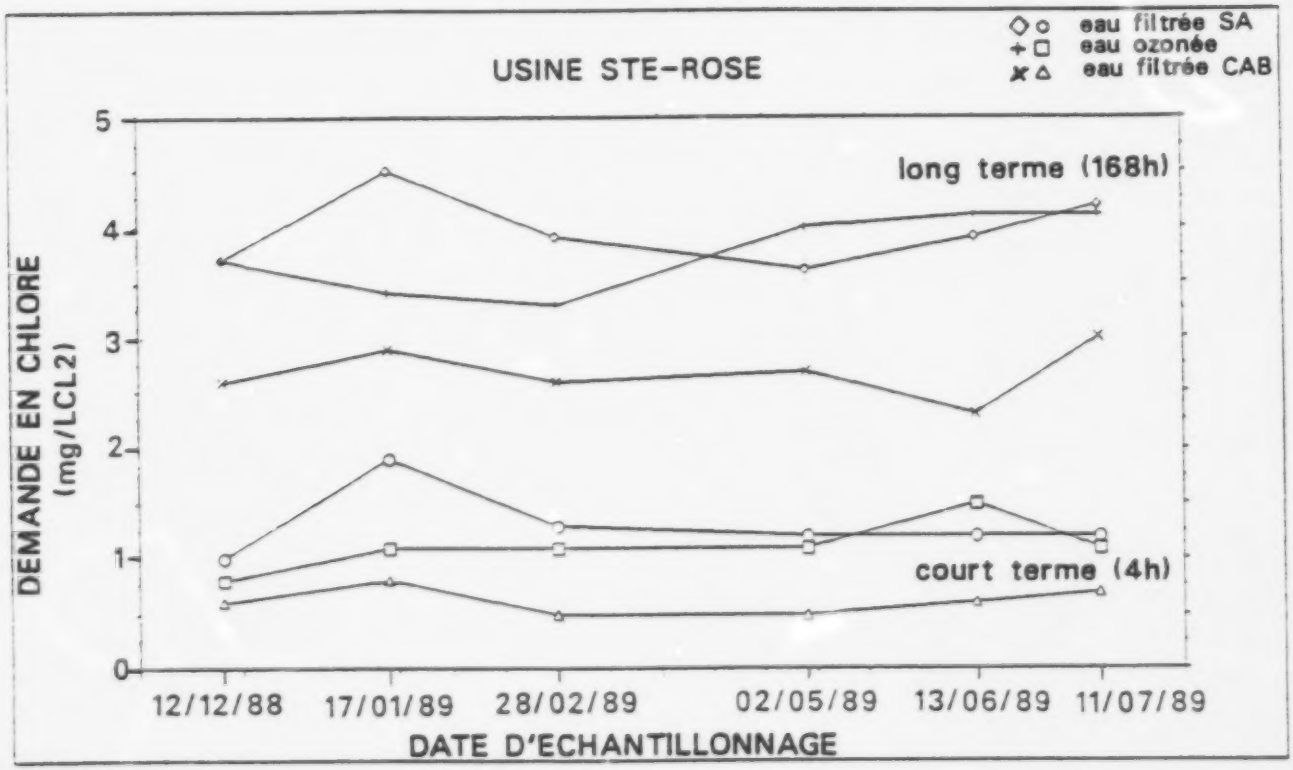
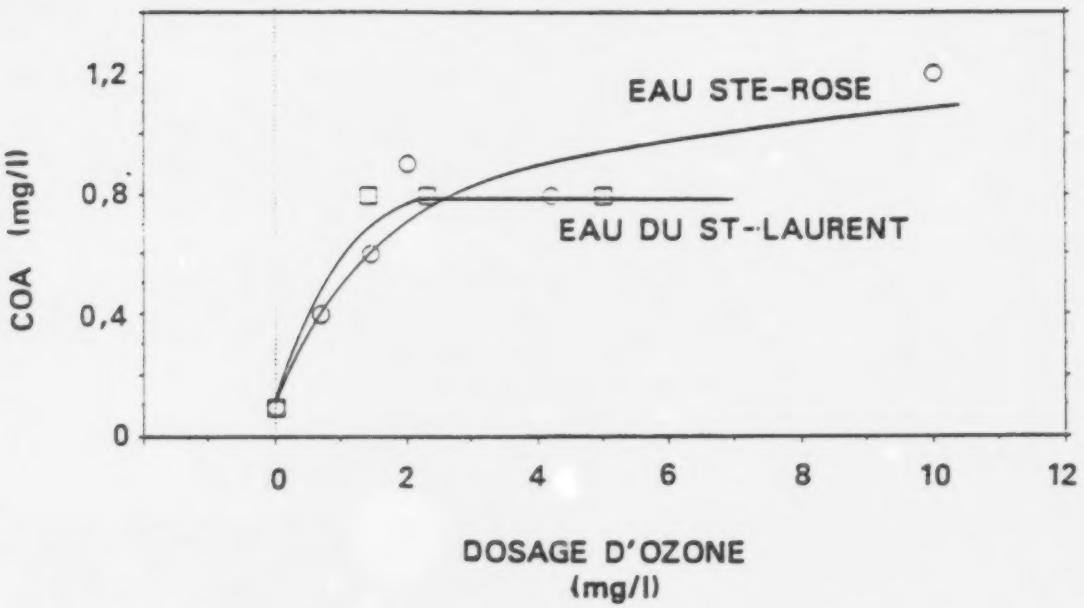


FIGURE 6

INFLUENCE DE LA DOSE D'OZONE SUR LA PRODUCTION DE COA



EFFECT OF WATER TREATMENT PROCESSES ON CONCENTRATION OF ASSIMILABLE ORGANIC CARBON.

University of Alberta

Mr. P.M. Huck, Mr. P.M. Fedorak and Mr. W.B. Anderson

Printed on Page - 431

Publié à la page - 431

TRAITEMENTS D'AFFINAGE D'EAU POTABLE PAR LE CHARBON ACTIF - TECHNOLOGIE

PAR

ROBERT CYR
DEGREMONT INFILCO LTEE
160-D, BOUL. ST-JOSEPH
LACHINE (QC), H8S 2L3

Il y a une vingtaine d'années, dans la plupart de nos usines de traitement d'eau potable, on vérifiait la turbidité, la couleur et le chlore résiduel en sortie d'usine, puis occasionnellement la présence de bactéries en bout de réseau. Déjà quelques usines comme Chomedey, Dorval et Ste-Thérèse utilisaient en saison du charbon actif en poudre pour contrôler les goûts et odeurs [1].

Dix ans après, l'édition 78 du pamphlet RECOMMENDATIONS POUR LA QUALITE DE L'EAU POTABLE AU CANADA, publié par le Ministère de la Santé et du Bien-être Social donnait des concentrations maximales tolérables pour 14 pesticides. L'édition 87 de cette brochure liste 31 pesticides, soit 17 de plus, et 23 produits organiques nouveaux qui devraient être contrôlés.

Les procédés traditionnels de traitement par coagulation-floculation-décantation-filtration n'ont que peu ou pas d'effet pour l'enlèvement de ces formes de pollution. La chloration loin d'aider complique le problème en se joignant aux produits organiques pour produire des organo-chlorés qui sont ordinairement plus néfastes que les produits organiques de base qui étaient présents dans l'eau. On se préoccupe aussi de plus en plus des proliférations bactériennes dans les réseaux de distribution d'eau. Pour empêcher ces développements, en plus de soigner la désinfection, on s'efforce de réduire le plus possible le carbone organique assimilable (COA).

Les sources d'eau disponibles pour produire de l'eau potable sont souvent contaminées par les pesticides utilisés en agriculture, par les dioxines et furannes produits par le blanchiment dans les usines de pâte et papier, par les hydrocarbures aromatiques polycycliques des alumineries, etc. En conséquence, les traitements d'affinage d'eau potable souvent doivent s'attaquer à des problèmes plus sérieux et complexes que les goûts et odeurs.

Les outils dont les traiteurs d'eau disposent pour réduire ou éliminer ces formes de pollution sont:

1° Certains TRAITEMENTS BIOLOGIQUES comme la filtration lente avec ou sans adsorption. Les filtres biologiques ont une certaine efficacité pour l'enlèvement de métaux lourds, de certains pesticides et autres produits organiques.

2° L'OXYDATION. L'ozone est l'oxydant le plus couramment employé pour éliminer les goûts et odeurs, certains pesticides et d'autres matières organiques. Aux concentrations et temps de contact économiquement pratiquables en usine, l'oxydation de la plupart des matières organiques n'est que partielle. Pour certains pesticides, les produits dérivés d'oxydation partielle sont plus toxiques que le produit original [2]. L'ozone a la propriété de changer plusieurs produits organiques en dérivés plus facilement adsorbables et aussi

plus facilement assimilables par les bactéries: il augmente le COA.

Par exemple à une usine de production d'eau potable à ROTTERDAM [3], les concentrations de COA mesurées sont: à l'eau brute 27µg/L, après coagulation-décantation 12 µg/L. Suit une ozonation à 3 mg/L qui produit une remontée du COA à 100 µg/L. La filtration sur filtre bicouche, puis l'adsorption sur charbon actif ramènent le COA à 12 µg/L. Dans ce cas, l'oxydation seule produira une eau de qualité douteuse.

3° L'ADSORPTION. C'est la technique la plus sûre et la plus efficace pour éliminer les pollutions organiques. Le charbon actif est l'adsorbant couramment employé, soit en poudre, soit en grains dans un bassin de contact. Le charbon actif en grain (CAG) constitue un milieu de culture idéal pour les bactéries de sorte qu'on se trouve à combiner volontairement ou non les techniques d'adsorption et de biodégradation.

Dans l'exemple de ROTTERDAM cité ci-devant, une bonne partie du COA formé par l'ozonation sera éliminé biologiquement dans le charbon actif, donc sans en utiliser la capacité d'adsorption.

MISE EN OEUVRE DU CHARBON ACTIF

Au départ, il faut bien connaître l'eau qu'on veut traiter. Il faut plusieurs analyses complètes pour établir le profil d'une source d'eau: en période d'étiage, de fonte des neiges, de ruissellement en été, en automne après la chute des feuilles, etc..

Dans le cas de l'usine de CINCINNATI, on tire l'eau de la rivière OHIO, une rivière naviguable où transitent environ 73 millions de tonnes de charbon, grain, produits pétroliers et produits chimiques (4). En plus des pollutions décelées dans les analyses, il faut envisager alors la possibilité d'une pollution accidentelle massive d'hydrocarbure ou de produits chimiques. Ce genre de risque doit aussi être évalué quand on s'approvisionne en eau d'une rivière qui traverse une zone industrialisée.

Même dans le cas où on veut éliminer d'une eau un seul composé bien identifié, il est très utile de faire une analyse complète de l'eau. On y trouve presque toujours des matières organiques naturelles qui vont être adsorbées qu'on le veuille ou pas et qui peuvent réduire appréciablement la capacité d'adsorption du charbon pour le produit qu'on veut éliminer.

Les analyses chimiques doivent être complétées par une évaluation des goûts et odeurs. On établit alors quels produits doivent être adsorbés, à quelle concentration ils arriveront au contacteur et jusqu'à quelle teneur ils doivent être réduits à sa sortie. Il s'agira soit d'un, soit d'une combinaison de paramèteres énumérés au tableau 1.

TABLEAU 1
PARAMETRES A EVALUER POUR LE DESIGN
D'UN ADSORBEUR SUR CHARBON ACTIF

GOUTS ET ODEURS
PRECURSEURS DE TRIHALOMETHANES (THMFP)
PRODUITS ORGANIQUES DE SYTNHESE (SOC)
PRODUITS ORGANIQUES VOLATILES (VOC)
CARBONE ORGANIQUE ASSIMILABLE (AOC)
HYDROCARBURES HALOGENES (TOX)
CARBONE ORGANIQUE TOTAL (TOC)
TRIHALOMETHANES (THM)
PESTICIDES
MATIERES ORGANIQUES NATURELLES (NOM)

CHAINE DE TRAITEMENT

En principe, l'adsorption sur charbon actif est un procédé coûteux, on a donc intérêt à bien soigner les traitements qui précèdent et y éliminer le plus possible de matières organiques.

Je présente à la figure 1 différentes chaînes de traitement typiques utilisées sur des eaux de surface.

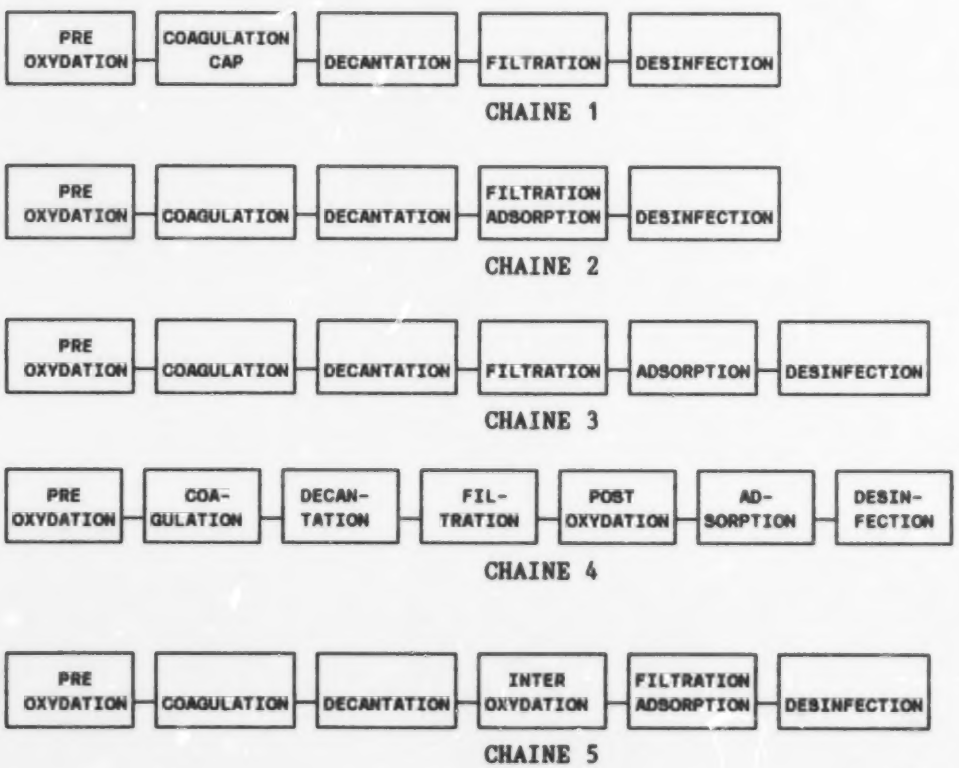


FIGURE 1 - CHAINES DE TRAITEMENT SUR CHARBON ACTIF
POUR EAU DE SURFACE INCLUANT ADSORPTION

Dans la chaîne 1, le charbon actif en poudre est ajouté en coagulation. L'adsorption commence à cette étape et s'il s'agit d'un décanteur à lit de boues, elle continue tout au long de la percolation de l'eau à travers le lit de boue. Ce traitement convient très bien pour régler un problème saisonnier de goûts et odeurs ou une pollution organique occasionnelle. La figure 2 montre l'installation mise en place à l'usine de GRANBY. Le coût de cette installation était de l'ordre de $300,000.00 il y a trois ou quatre ans [1] et le coût du charbon actif environ $1.00 le kg.

On retrouve la chaîne 3 dans plusieurs usines de filtration américaines [5] et anglaises [6] où le sable des filtres a été remplacé totalement ou en partie par du charbon actif en grains. A St-Charles Borromée, près de Joliette à la construction de l'usine, un filtre-adsorbeur a été construit au lieu d'un filtre conventionnel, on fait l'adsorption en premier étage de filtration: le charbon sert à la fois de filtre et d'adsorbeur. C'est la solution la moins chère pour ajouter une étape d'adsorption dans une usine existante ou dans la chaîne de traitement d'une usine qu'on veut construire. Cependant ce n'est pas la façon idéale de faire l'adsorption: soit pour utiliser au maximum la capacité du charbon (espacer les regénérations), ou pour faire un affinage très poussé de l'eau.

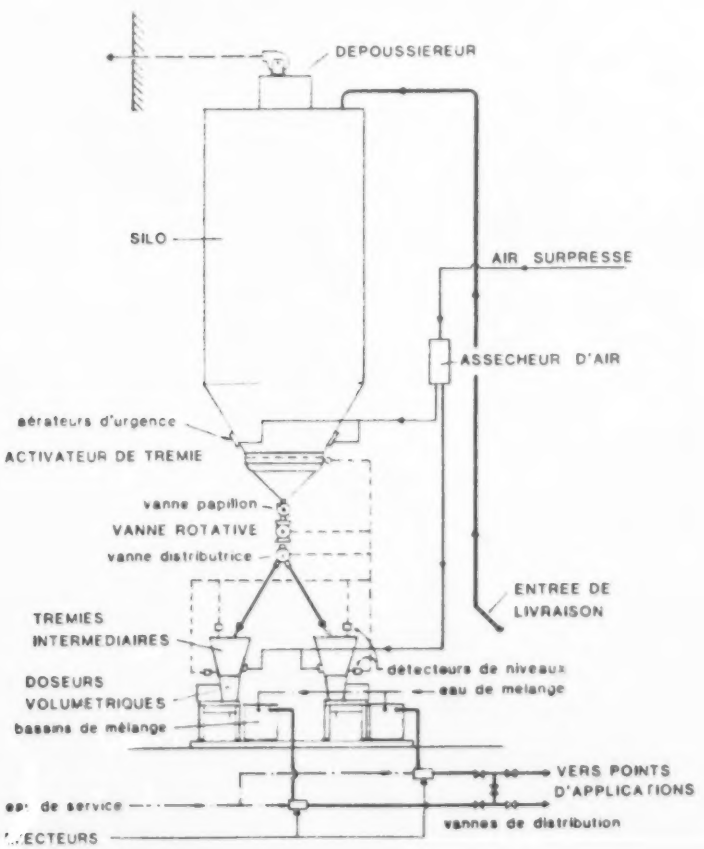


FIGURE 2 - SCHEMA DU SYSTEME DE CAP A L'USINE DE GRANBY

La chaîne 3 comporte une filtration conventionnelle suivie d'un second étage réservé à l'adsorption. Les bassins de contact et le charbon sont alors adaptés pour cette fonction seulement et on peut optimiser l'adsorption de la fraction adsorbable des matières organiques de l'eau à traiter.

La chaîne 4 comporte une post-oxydation qui va attaquer une partie des matières organiques difficilement adsorbable et les couper en fractions plus faciles à adsorber et aussi plus facilement assimilables par les bactéries. Cette chaîne permet une élimination plus poussée du TOC, une capacité optimale du charbon en adsorption et une activité biologique dans le charbon plus importante. C'est cette chaîne qui s'impose si on veut traiter une eau fortement polluée et la rendre conforme aux nouvelles normes ou pour produire une eau d'excellente qualité avec une bonne marge de sécurité en cas de pollution accidentelle.

La chaîne 5 est une variante de la chaîne 4. Si la décantation est bien soignée, la matière organique coagulée est bien enlevée à ce niveau et on peut placer l'oxydation immédiatement après. Ca permet de faire la filtration-adsorption en un seul étage.

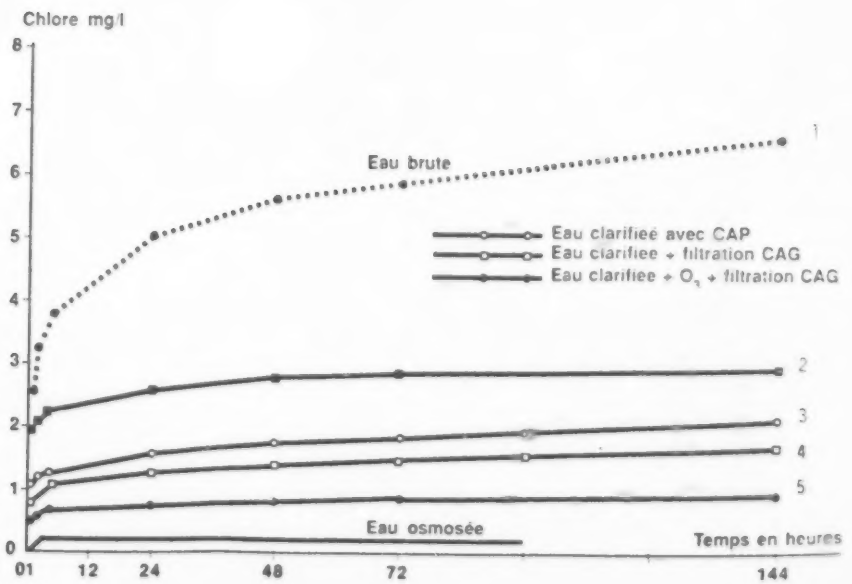


FIGURE 3 - ABSORPTION DE CHLORE D'UNE EAU EN FONCTION DU TEMPS ET DU TRAITEMENT APPLIQUÉ

La figure 3 illustre assz bien les performances relatives des chaînes de traitement proposées ci-devant. Si on met une forte dose de chlore dans l'eau d'une même source qui a subi des traitements différents, on obtient les courbes qui y sont représentées. A la courbe 2, l'eau est simplement coagulée et décantée. La décantation enlève environ 50% de la demande en chlore. La courbe 3 correspond au traitement de la chaîne 1. La courbe 4 aux chaînes 2 ou 3, et la courbe 5 aux chaînes 4 ou 5.

CHOIX DU CHARBON

Il y a plusieurs types de charbon disponibles sur le marché. Ils diffèrent 1^0 par les matériaux d'origine dont ils sont faits: lignite, charbon bitumineux, tourbe, bois, noix de coco; 2^0 par le mode d'activation qu'on leur a appliqué. Deux charbons de même origine peuvent avoir des propriétés très différentes; 3^0 par la taille des grains.

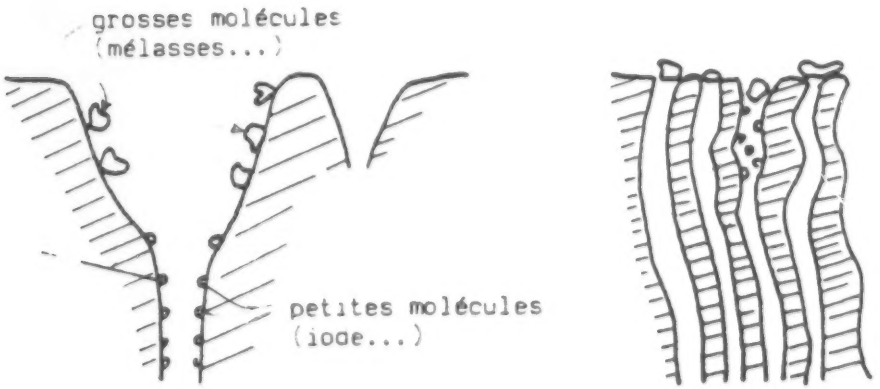


FIGURE 4 - REPRESENTATION SCHEMATIQUE DE LA FORME DES PORES DU CHARBON F 300 ET D'UN CHARBON A BASE DE NOIX DE COCO

La figure 4 illustre le type de pore qu'on trouve sur deux charbons actifs. Pour le F-300, à base de houille, la majorité des pores ont une forme de cratère évasé à l'entrée. Les grosses molécules peuvent s'y déposer sans bloquer l'entrée. Par contre, le charbon à base de noix de coco a des pores très fins et de section à peu près constante. Ces deux charbons ont des capacités comparables pour adsorber des molécules de petite taille. Pour des molécules de grande taille (détergent tétrapropyl-benzène-sulfonate-TPBS), le F-300 a une capacité de 44 mg/g contre 2,5 mg/g pour un charbon noix de coco de même taille effective (PICA 14 x 35 - 60). Cette capacité représente le poids de TPBS retenu par gramme de charbon en réduisant la concentration d'une solution de 1 mg/L à 0,1 mg/L.

Pour traiter des eaux de surface qui contiennent presque toujours des grosses molécules de matière organique naturelle (NOM), les charbons actifs à base de houille sont utilisés le plus souvent. Par contre, pour traiter une eau souterraine libre de NOM mais polluée par des matières organiques synthétiques à molécules de petite taille comme par exemple un phénol, le charbon actif à base de noix de coco serait un bon choix.

Pour équiper des usines de grande taille, il est fortement recommandé de faire des essais comparatifs sur colonnes pilotes pour déterminer la capacité d'adsorption du charbon sur l'eau à traiter et le taux de charge [7] [8]. Selon la pollution de l'eau à traiter, il faut faire une évaluation des coûts 1^0 de régénération sur place, 2^0 de transport et régénération à l'extérieur et 3^0 de remplacement et disposition du charbon épuisé. Un article publié dans le Journal de AWWA en janvier 89 [9] permet d'évaluer ces coûts.

Si le charbon doit être régénéré, soit sur place, soit hors site, il faut choisir un charbon mécaniquement solide et résistant à l'usure. Même alors, il faut envisager des pertes de l'ordre de 7 à 10% à chaque régénération.

La capacité d'adsorption du charbon actif est plus faible pour un CAG de grosse granulométrie que pour le même mais de granulométrie plus fine. On a donc avantage à choisir une taille effective faible. Par contre, pour un lit de contact de même profondeur, la perte de charge sera plus importante avec le charbon fin. Si le charbon doit faire à la fois filtration et adsorption, on choisit un charbon plus gros qui donne moins de perte de charge et permet des lavages moins fréquents.

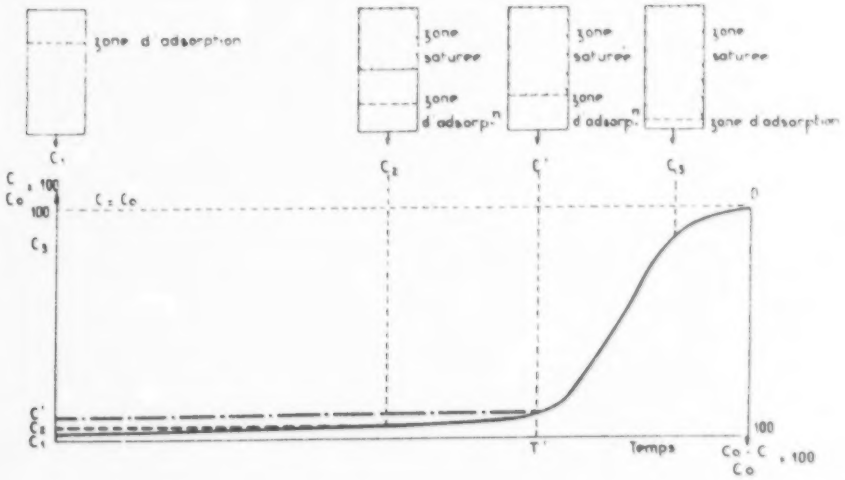


FIGURE 5 - SCHEMA D'AVANCEMENT DE LA ZONE D'ADSORPTION RENDEMENT DE LA COLONNE D'ADSORPTION EN FONCTION DU TEMPS

La figure 5 montre l'évolution de la saturation du charbon et de la fuite de pollution à l'effluent d'un adsorbeur. A chaque lavage, on mélange des grains de charbon de la zone saturée avec ceux de la zone d'en dessous. Quand la pollution adsorbée est fortement liée au charbon, ça n'a pas beaucoup d'importance, et la courbe de concentraton à l'effluent est comme au bas de la figure. Si, par contre, la matière adsorbée est faiblement retenue, par exemple du trichloroéthylène [7], on obtient une courbe en escalier où un nouveau palier correspond à chaque lavage. Ce phénomène est bien illustré aussi par modèle mathématique dans une conférence donnée à Kansas City en juin 87 [10]. L'idéal serait de ne jamais laver un adsorbeur. En pratique, même en deuxième étage comme montré à la chaîne de traitement numéro 4 de la figure 1, pour limiter la perte de charge et l'agglomération du charbon par la biomasse, il faut un lavage par mois environ en saison chaude, moins en hiver.

Pour s'assurer que le lit d'adsorbant se reclasse bien au lavage, il y a intérêt à ce que le charbon ne soit pas de taille uniforme, mais plutôt de granulométrie variable (taille effective aux environs de 2). Ainsi, après lavage, on retrouve les grains de petite taille en haut et les grosses particules au fond du contacteur.

Dans le haut de la figure 5, on voit quatre coupes à travers un adsorbeur montrant le déplacement de la zone d'adsorption au cours d'un cycle d'épuisement du charbon. Dans cette illustration, cette zone occupe environ le quart de la profondeur du lit. La hauteur relative de cette zone varie selon plusieurs paramètres.

1° La force d'attraction de la surface des grains et des pores qui varie selon le type de charbon et son mode d'activation. Plus cette force est importante, plus vite les matières organiques seront adsorbées et plus courte sera la zone d'adsorption.

2° La force d'attraction propre des molécules qu'on veut attacher à la surface du charbon. En fait, il y a une zone d'adsorption différente pour chaque matière organique contenue dans l'eau. Dans la plupart des eaux de surface, il y a des matières organiques peu ou pas adsorbables qui vont se retrouver à l'effluent dès le début du cycle. Leur zone d'adsorption est plus grande que la profondeur du lit. Normalement, on définit cette zone par la qualité d'eau qu'on veut produire. On fixe un paramètre de contrôle par exemple 2 mg/L de TOC ou 5 µg/L d'une substance spécifique.

3° Le taux de charge. Les Américains comptent ce taux en EBCT - Empty Bed Contact Time - soit le temps en minutes qu'il faut au débit de design pour produire le volume du lit de contact. Exemple: un contacteur qui contient 2 m^3 d'adsorbant alimenté à 10 m^3/h a un EBCT de 2 $m^3/10m^3\text{-}h^{-1}$ x 60 $min\text{-}h^{-1}$ = 12 min. Les Européens comptent plutôt en volumes/volume-heure: le nombre de fois le volume d'adsorbant que représente le débit horaire. Le même exemple donne 10 $m^3\text{-}h^{-1}/2m^3$ par volume = 5 volumes/heure. Plus le temps de contact est long, plus courte est la zone d'adsorption.

4° La taille du CAG. Plus le charbon est fin, plus dans une même hauteur de couche il y a de surface extérieure exposée, et plus vite les matières organiques seront adsorbées. Donc plus courte sera la zone d'adsorption.

5° La température. La viscosité de l'eau varie à l'inverse de la température. En été, l'adsorption se fait plus vite, mais la capacité du charbon diminue avec l'augmentation de température.

6° Le pH. Le charbon actif a plus de capacité à bas pH, ce qui raccourcit la zone d'adsorption.

Tous ces paramètres doivent être pris en compte lors d'essais sur pilote pour comparer différents charbons et pour établir leur capacité d'adsorption. Ils sont importants aussi pour le design des contacteurs.

Un autre facteur important dans le choix d'un charbon est évidemment le prix. En fait, on achète de la capacité d'adsorption. Dans une usine neuve qu'on construit, un charbon A qui a une capacité de 10% inférieure au charbon B mais qui coûte 20% moins cher peut être la solution optimale On peut facilement augmenter la profondeur dulit. Mais dans une usine existante où on veut remplacer le média filtrant par du charbon actif, la profondeur du lit est déjà fixée et le taux de charge aussi. Il se peut qu'avec ses 10% de capacité additionnelle, le charbon B soit le plus avantageux. Dans le journal d'AWWA de janvier 1989, un article de Jeffrey Adams et Robert Clark [9] montre les coûts relatifs des installations d'adsorption et de régénération et peut servir de guide pour établir des prix comparatifs.

DESIGN DES CONTACTEURS

Les bassins ou réservoirs doivent être conçus pour éviter le court-circuitage du débit à traiter. Il est important d'assurer une bonne répartition du liquide à l'entrée et une reprise aussi uniforme que possible à la sortie. Un contacteur de surface réduite avec une couche profonde de charbon actif va mieux respecter ces critères qu'un contacteur plus large et moins profond. Par contre, il va créer plus de perte de charge.

Le contacteur doit permettre le lavage du charbon actif avec une vitesse suffisante pour assurer une expansion d'au moins 20% du volume du lit. La vitesse à adopter dépend de la densité du charbon choisi, de sa taille effective et elle varie selon les saisons avec la température de l'eau. La distribution de l'eau de lavage doit être aussi uniforme que possible au niveau du plancher pour permettre une classification optimale du charbon.

Les concepteurs de l'usine de Cincinnati [11] excluent les planchers à buselures prétendant que les buselures se bouchent et le lavage à l'air qui à leur avis cause des pertes importantes de charbon. Il y a des installations de Degrémont en France qui sont équipées de plancher à buselure en service depuis une quinzaine d'.années sans bouchage de buselures. Pour le lavage à l'air, certaines précautions s'imposent. Tout cela a été expliqué dans une série de 3 articles publiés en 1978 par MM. Yves Richard et François Fiessinger dans la revue Techniques et Sciences Municipales. L'installation de Churche Wilne [6] en Angleterre utilise un lavage à l'air sans problème. Une étude américaine [5] rapporte que sur un groupe de 15 usines utilisant du charbon actif en filtration-adsorption (premier étage) 53% avaient des "mud balls". L'auteure recommande le lavage à l'air comme solution à ce problème. Les planchers à buselure que nous utilisons pour nos filtres et le lavage air-eau alterné employé pour les filtres bi-couche sont tout à fait appropriés pour des adsorbeurs à charbon actif.

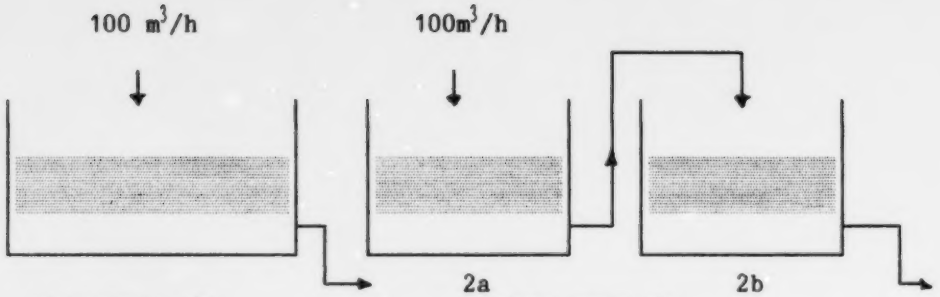


FIGURE 6 - CHAINAGE PARALLELE OU CHAINAGE SERIE

La figure 6 montre deux contacteurs équipés chacun d'un même volume de CAG et traitant un même débit de la même eau. Le contacteur 1 a son CAG dans un bassin alors que le contacteur 2 a deux bassins de demi volume en série. Le cycle d'épuisement du contacteur 1 se termine quand l'effluent atteint la concentration maximale qu'on s'est fixé pour le paramètre de contrôle - par exemple 1 mg/L de TOC. On regénère alors tout le volume de CAG du contacteur (20 m^3). Pour le contacteur 2, quand l'effluent atteint 1 mg/L de TOC à la sortie du deuxième bassin (2b), il y a longtemps que cette valeur est dépassée à la sortie du bassin de tête (2a). On a donc utilisé beaucoup plus de la capacité d'adsorption du CAG dans ce bassin. On régénère alors le charbon de la cellule de tête 2a (10 m^3). On transfère dans 2a le volume de CAG contenu dans 2b et on recharge 2b avec du charbon neuf ou régénéré. De cette façon, on augmente la capacité d'adsorption du charbon de l'ordre de 30 à 50% [7] [11] et on diminue le volume à régénérer. Par contre, on augmente la manutention (transfert de 2b à 2a) et le coût d'investissement - deux demi bassins au lieu d'un grand.

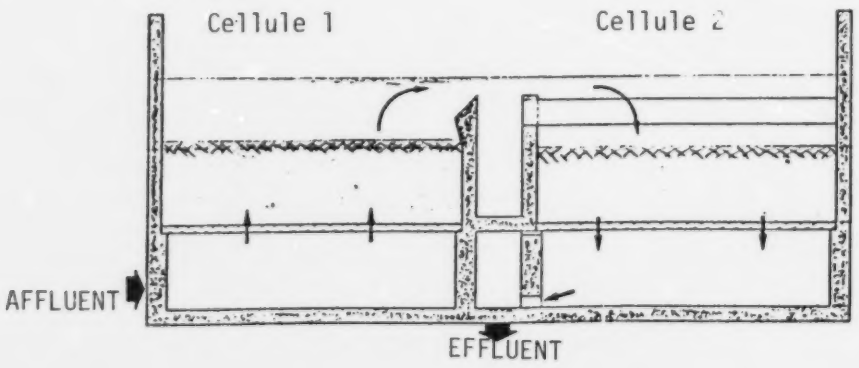


FIGURE 7 - FILTRE DOUBLE-FLUX

DEGREMONT a réalisé en Europe plusieurs installations d'adsorption sur CAG utilisant un contacteur qu'on appelle FILTRE A DOUBLE FLUX [12] et qui est illustré sur la figure 7. Les deux premières installations, Nantes et Mont-Valérien construites en 1984 comportent respectivement 7 filtres (14 cellules contenant chacune 51 m^3 CAG) et 6 filtres (12 cellules chargées de 37m^3 de CAG chacune). Dans les deux cas, la chaîne de traitement correspond à la chaîne 4 sur la figure 1, soit coagulation-décantation-filtration-ozonation-adsorption sur CAG puis désinfection.

Ce contracteur comporte 2 cellules qui opèrent en série. A travers la première cellule, l'écoulement se fait de bas en haut à une vitesse inférieure à la vitesse de fluidisation. Le lit reste compact. L'écoulement ascendant permet un léger gain de capacité comme montré à la figure 8.

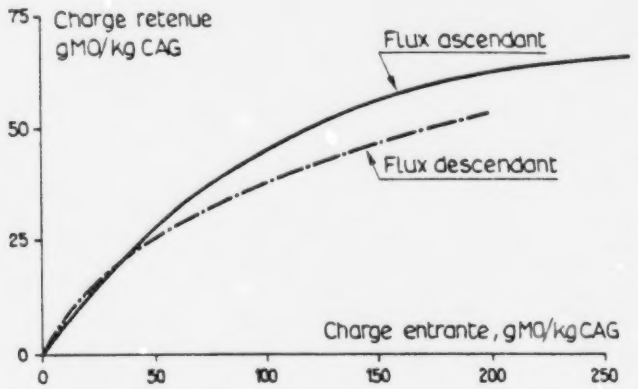


FIGURE 8 - FILTRATION SUR CAG A 10 VOL/VOL/H COMPARAISON FLUX DESCENDANT/ASCENDANT

Ce gain de capacité s'explique du fait que l'eau la plus chargée vient d'abord en contact avec les particules de CAG les plus grosses donc les plus difficiles à épuiser. Puis l'eau partiellement épurée contacte des particules de plus en plus fines donc de pous en plus efficaces pour adsorber ce qui reste. Pour éliminer les goûts, le filtre à flux ascendant permet de traiter un volume d'eau de 30 à 40% plus important dans un cycle. Ce gain est moins spectaculaire pour d'autres paramètres.

Le flux ascendant est aussi très avantageux si le contacteur est placé en premier étage. On peut alors utiliser un charbon à coefficient d'uniformité de 2 ou plus sans être pénalisé par la perte de charge. Le lit est classifié au lavage et les grosses particules sont au bas. C'est là, où on a la plus grande porosité qu'on filtre les particules en suspension, et l'augmentation de perte de charge est beaucoup moins rapide que si on filtrait de haut en bas. Ceci permet d'espacer les lavages.

Dans le cas où une ozonation précède l'adsorption comme dans nos chaînes 4 ou 5 de la figure 1, avec des contacteurs conventionnels on a un dégagement d'ozone dans l'atmosphère au-dessus des adsorbeurs. Il faut alors fermer cette partie de l'usine, l'isoler et n'y utiliser que des matériaux résistants à l'ozone,

comme cela a été fait à l'usine de Ste-Rose, par exemple. Avec un FILTRE BI-FLUX, ce n'est plus nécessaire. Le charbon actif a la propriété de
détruire les oxydants forts; chlore, bioxyde ou ozone. On s'en sert très souvent comme dé-chloreur devant des échangeurs d'ions sur résines, ou chez les embouteilleurs de boisssons gazeuses. L'ozone résiduel est détruit dans les premiers centimètres du lit de charbon au fond de la première cellule et il n'y a aucun dégagement dans l'atmosphère au-dessus du contacteur.

Après son passage de bas en haut à travers le lit de charbon de la première cellule, l'eau se déverse par un réseau de goulottes transversales au-dessus du lit de CAG de la seconde. Elle y finit son polissage.

Quand la qualité de l'effluent commence à se détériorer, le CAG de la première cellule qui a déjà épuisé toute sa capacité est envoyé à la régénération. Celui de la deuxième cellule est transféré dans la première. On recharge la deuxième cellule avec du charbon régénéré.

Le FILTRE BI-FLUX est particulièrement bien adapté pour implantation dans la chaîne de traitement 5 de la figure 1. La fonction filtration est faite de façon très efficace sur la première cellule. Ses lavages quand même assez fréquents n'ont que peu ou pas d'influence sur la qualité de l'effluent. En effet, la deuxième cellule, qui fait le polissage opère comme un adsorbeur de deuxième étage. Elle ne demande que très peu de lavages. On a donc rarement mélange des couches de charbon. On utilise un charbon ayant des particules de tailles variées (large coefficient d'uniformité), ce qui favorise la stratification du lit donc peu de mélange. De plus, le degré de saturation du charbon y est faible de sorte que même avec un peu de mélange des couches, la qualité de l'effluent est peu ou pas affectée.

CONTACTEURS METALLIQUES

Dans les usines de plus petite taille, il est moins coûteux d'utiliser des réservoirs métalliques sous pression comme contacteur. Pour faciliter l'évacuation du charbon épuisé, on utilise un plancher à buselures de préférence à un collecteur ramifié noyé dans des couches support de gravier.

Il est toujours avantageux de disposer les contacteurs pour opérer en série. Avec un peu de tuyauterie et de vannes additionnelles, on peut utiliser chaque réservoir alternativement comme contacteur de tête, puis de finition. Ça sauve le transfert du CAG d'un réservoir à l'autre.

Certaines précautions s'imposent. Le charbon absorbe l'oxygène de l'air. Avant de laisser entrer un travailleur dans un réservoir contenant du charbon actif, il faut y installer un ventilateur adéquat.

Dû à cette affinité du charbon actif pour l'oxygène, les particules en contact avec la paroi du réservoir ou d'autres surfaces métalliques créent des cellules de corrosion électrolytiques. L'acier inoxydable avec sa pellicule d'oxyde en surface résiste très bien, mais pas la plupart des autres métaux. Une bonne peinture époxydique résiste plusieurs années. Pour une plus longue durée, on utilise une couche épaisse de PLASITE ou HERESITE ou encore un revêtement caoutchouc vulcanisé.

Comme je l'ai déjà mentionné, le CAG détruit rapidement les oxydants forts. En cas de prolifération bactérienne trop importante dans le charbon, on ne peut pas le désinfecter avec du chlore, du bioxyde de chlore ou de l'ozone. La seule solution viable est une désinfection thermique en utilisant de la vapeur à basse pression.

Cette technique est employée assz souvent dans l'industrie d'embouteillage de boissons gazeuses. Dans une application où la désinfection devrait se faire souvent, les réservoirs devraient être en acier inoxydable: les revêtements mentionnées plus haut ne tiennent pas très longtemps à l'immersion à 100°C. Les buselures doivent aussi résister à cette température.

CONCLUSION

Avec le resserrement des normes de potabilité de l'eau et la pollution croissante de nos cours d'eau, il va forcément y avoir de plus en plus d'usines qui vont devoir utiliser l'adsorption sur C.A.G. Les choix technologiques faits par les concepteurs de ces usines auront une incidence importante sur les coûts d'investissement et d'opération. Il est important que ces choix soient bien éclairés.

REFERENCES

(1) J.L. Galant, C. Rhéaume - Applications du charbon actif en poudre - Sciences et Techniques de l'Eau- Fév. 1987

(2) Y. Richard, F. Fiessinger - Emploi complémentaire Ozone et Charbon actif - IOI Paris - mai 1977

(3) J. Kruithof - Practical Experience with GAC Filtration the Netherlands - AWWA Seminar - Kansas City - June 1987

(4) G. Westerhoff, R. Miller - Design of the GAC Treatment FAcility at Cincinnati - Journal AWWA - Avril 1986

(5) Grease SL, Snoeyink VL, Lee RG - Granular Activated Carbon Filter Adsorber Systems - AWWA Journal - December 1987

(6) Hyde RA & Autres - Replacing Sand with GAC in Rapid Gravity Filters - AWWA Journal December 1987

(7) Hand D.W., Crittenden J.C. & Autres - Designing Fixed Bed Adsorbers to Remove Mixtures of Organics - Journal AWWA - Janvier 1989

(8) Korne Gay B.H. - Determining GAC Process Design Parameters - AWWA Seminar - Kansas City - June 14, 1987

(9) Adams J.Q., Clark R.M. Cost Estimates for GAC Treatment Systems - Journal AWWA - Janvier 1989

(10) Wiesner M., Rook J.J., Fiessinger F. - The Use of ACtivated Carbon for Water Treatment; Sand Replacement or Post Absorber for GAC Filtration AWWA Seminar - Kansas City - June 14, 1987

(11) Westerhoff G.P. -Design Considerations for GAC Facilities - AWWA Seminar, Kansas City, June 14, 1987

(12) Richard Y., Brener L., Feray C. - Filtration sur CAG - Une nouveauté: Le filtre double flux - L'Eau, l'Industrie, Les Nuisances - Juillet-Août 1989

POSTER SESSION

SÉANCES D'AFFICHAGE

ANAEROBIC TREATMENT OF INDUSTRIAL EFFLUENTS - The UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET

BY

Emmi Schneider,
B.Sc., B. Eng., M. Eng.
Process Engineer
Aer-O-Flo Environmental Inc.
1175 Appleby Line, Unit C-3
Burlington, Ontario L7L 5H9 Canada

Jill Jordan
B. Sc., M. Sc.
Technical Services Manager
BIOTHANE Corporation
2500 Broadway, Drawer 5
Camden, New Jersey 08104

The treatment of organic, industrial wastewater has generally been accomplished with aerobic processes. High capital and operating costs associated with aerobic processes, and increased municipal discharge costs has in the past decade led to increased interest and use of anaerobic treatment processes. This technology has undergone exceptional growth in Europe, where high energy costs, land limitations, and strict discharge limits have made anaerobic processes the treatment of choice. Now North America is also faced with strict anti-pollution control policies. With rising costs for conventional aerobic effluent treatment, industry is turning to anaerobic systems, of which one particular unique system is the Upflow Anaerobic Sludge Blanket.

In aerobic processes, bacteria in the presence of oxygen convert organic compounds into carbon dioxide and new biomass. In anaerobic processes, the organic waste is broken down in the absence of oxygen producing methane, carbon dioxide, and a very small quantity of new biomass.

Anaerobic treatment offers the following advantages over aerobic treatment:

- lower energy requirement as there is no need for aeration;
- lower sludge production, about 10% of aerobic treatment, and the anaerobic biomass can be stored unfed for long periods of time, and is easily dewatered;
- lower nutrient requirements, due to lower sludge growth;
- the generation of recoverable energy in the form of methane, 0.35 std m^3/kgCOD removed;
- smaller space requirements due to higher volumetric loadings.

There are several distinctly different anaerobic systems available on the market, one is the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) process. In this system, the wastewater flows up through the sludge bed which is made up of a granular sludge allowing for high loadings.

Within the bed the soluble organic substances are reduced to biogas. At the top of the reactor, the biogas, biomass, and wastewater are separated in a settler. The biogas is collected for use, the biomass is settled back to the bottom of the reactor, and the cleaned wastewater is discharged. Energy requirements are minimal because there are no moving parts, nor requirements of mechanical mixing, as it is the upward moving gas which helps to provide the mixing action.

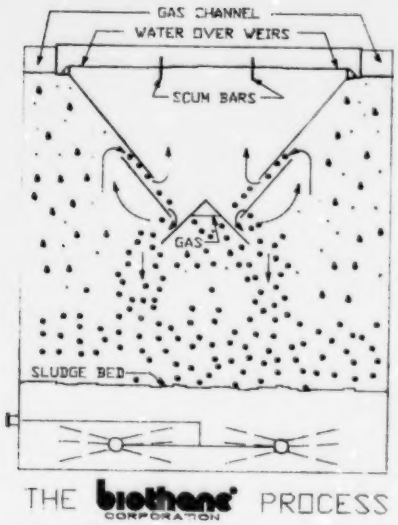


FIGURE 1: UASB BIOTHANE REACTOR

The BIOTHANE UASB, is a particular UASB configuration that has proven highly successful and versatile. It is treating wastewater from industries as diverse as beet sugar processing, potato processing, starch production, brewing, ethanol production, dairy products, snack foods, yeast production, vegetable canning, chemical products, and pulp and paper processing. Loadings of up to 15 kg COD per cubic meter of digester volume per day have been achieved, with 90% BOD reduction in most applications. A sampling of the 70 BIOTHANE UASB's operating worldwide is presented in Table 1.

There has always been concern over anaerobic systems being easily subject to upsets, with recovery to full loading being difficult. The extensive research done, and the many successful systems operating worldwide, prove that this is not the case. The unique granular sludge at high sludge density allows for easy adsorption of temporary shocks. This coupled with proper monitoring of easily tested parameters, e.g. COD, pH, alkalinity, volatile acids, and suspended solids, provides for smooth and easy operation. Maintenance and operator interaction time requirement is minimal.

Table 1 further shows the variation of influent wastewater concnetrations that can be treated.

The demonstrated efficiency, versatility, and economy of operation of the UASB, with the potential for energy recovery, point to it as the organic wastewater treatment solution of the future.

Company Industry	Wastewater COD Load (kg/d)	Wastewater Flow (m^3/d)	Digester Capacity (kg/m^3/d)	Digester BOD% Reduction	Year Installed
CSM Sugar Heileman	18000	200	22.5	85	1978
Brewery Ore-Ida Potato	66000	960	14.3	90	1981
Eagle Yeast Yeast	11400	158	5.7	90	1982
Consolidated-Bathurst Pulp and Paper	51400	104	10.8	95	1984
MacMillan Bloedel Pulp and Paper	18500	656	11.9	85	1988
Kraft Limited Cheese	107500	358	15.4	90	1989
	3274	58	8.2	90	1990

1) Frenette, E., Jordan, J., Schneider, E., Garvie, R., "Start-up Experience of Full Scale UASB for treatment of CTMP and NSSC Wastewaters at Consolidated Bathurst's mill, Bathurst, N.B.", TAPPI Environmental Conference, 1989.

2) Jordan, J., "ANAEROBIC TREATMENT OF JELLY AND ICE CREAM TOPPING WASTEWATER, A CASE STUDY" Georgia Institute of Technology, 1989.

Jean-Paul Trudel

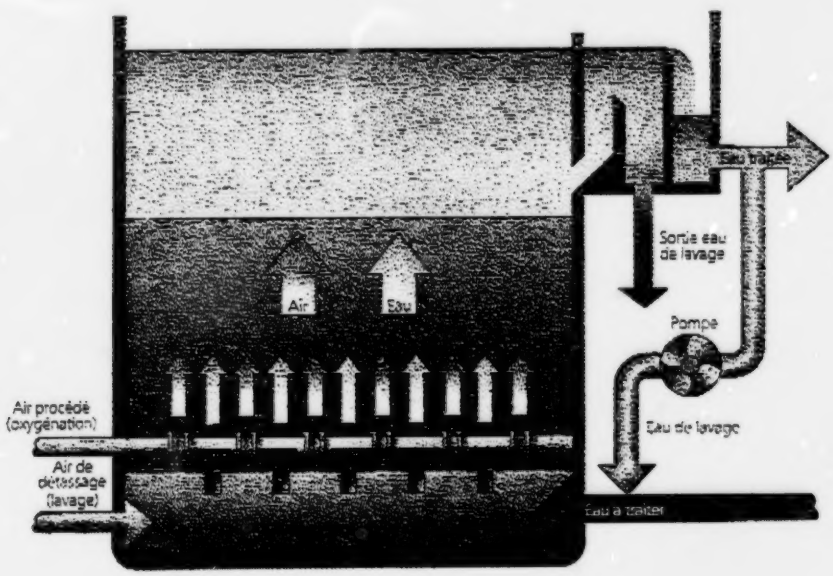
DEGREMONT Infilco ltée

ÉLIMINATION DES POLLUTIONS CARBONÉES ET AZOTÉES PAR UN PROCÉDÉ À CULTURES FIXÉES EN DEUX ÉTAGES

1° Le procédé Biofor

Les processus classiques de boues activées sont fiables et éprouvés mais tolèrent mal de brutales variations de charges et de débits. D'autre part, les biofiltres avec support granulaire poreux permettent une rétention des matières en suspension par filtration mécanique et donc de s'affranchir du clarificateur secondaire.

Le **Biofor** est un réacteur biologique aérobie, à biomasse fixée sur matériau monocouche en lit fixe immergé, à flux ascendants d'air et d'eau. À charges égales, le **Biofor** permet d'importants gains de surface.



a) Matériau: La **Biolite**^{R}, matériau inerte disponible en 2 tailles, avec densité, dureté, résistance à l'attrition et porosité adaptées.

b) Système d'aération efficace par un réseau de diffuseurs à membrane perforée souple, incolmatable et résistante à haut rendement de transfert (25 %).

c) Co-courant ascendant: avec avantage de l'homogénéité de la rétention des MeS, bonne répartition des fluides sans poches d'air, rendement élevé d'oxygénation car il n'y a pas coalescence des bulles d'air.

d) Lavage adapté avec inversion de courant, lavage à l'air et à l'eau simultanés, consommant environ 7 à 10 m^3/m^2 de filtre.

e) Taux de traitement élevés: 2 à 10 m/h et applicable sur des eaux contenant jusqu'à 400 mg/L de DCO soluble et 200 mg/L de MeS.

f) Rendements: 80 % sur DBO_5 et MeS et 90 % sur azote ammoniacal lorsqu'en deux étages.

2° Intérêt du procédé en deux stades

L'élimination biologique de la pollution est l'oeuvre de bactéries de deux types:

p. carbonée: hétérotrophes, temps doublement = 0.3 à 2 h
p. azotée: autotrophes, temps doublement = 16 à 24 h

De plus, le passage de la forme azote ammoniacale à la forme azote nitrique se fait en au moins deux étapes requiérant chacune des espèces bactériennes bien distinctes. Toutes ces bactéries peuvent travailler ensemble dans le même milieu. Cependant, lors d'un déséquilibre de l'alimentation, ce sont toujours des hétérotrophes qui prennent l'avantage au détriment des autotrophes, jusqu'au point de leur élimination complète.

Dans un seul filtre, en conditions stables, l'effluent rencontre successivement les différentes espèces bactériennes suivant une stratification: hétérotrophes puis autotrophes nitrosomonas puis nitrobacter. Cependant, si la charge en carbone est débalancée, la production de boue des hétérotrophes sera nettement prépondérante et la perte de charge résultante obligera un lavage. Si la fréquence de lavage dépasse le temps de reproduction des autotrophes, celles-ci sont éliminées du biofiltre.

De plus, leurs cynétiques enzymatiques étant plus lentes, la vitesse de transit de l'effluent ne correspond pas nécessairement à celle des hétérotrophes.

L'avantage d'un procédé à deux stades est démontré expérimentalement:

1.25 m/h sur un seul filtre
1.8 m/h moyen sur deux filtres (4.5 m/h carbone et 3 m/h azote)

3° Résultats obtenus sur divers sites

a) Cloppenburg, RFA

À la sortie d'une station existante de boues activées, deux Biofor en série:

- 1er Biofor: 6.8 m/h
- 2e Biofor: 4.8 m/h

Résultats:

	Affluent	Effluent
DCO_T mg/L	40 à 230	60.0
$N\text{-}NH_4$ mg/L	14 à 32	2.0
MeS mg/L	40 à 60	4.6

b) Genève (Suisse)

Après des essais très positifs en 1985 sur pilotes de 0.5 m^2, une nouvelle série en 1988 avec pilotes de 22 m^2 est entreprise, sur une eau brute prétamisée à 120 microns:

	1er stade	2e stade
Type de filtre	**Biofor**	**Biofor**
Surface	22 m^2	22 m^2
Media/taille	Biolite P/3.5 mm	sable /1.35
Taux $M^3/m^2/h$	5.2	3.4

Concentrations moyennes

	Eau brute	Sortie Biofor 1	Sortie Biofor 2	Rendement global %
MeS	103.0	16.0	11.0	90
DCO	229.0	59.0	34.0	86
DBO_5	124.0	25.0	14.0	89
$N\text{-}NH_4$	13.9	11.2	2.5	82

Conclusion

Les procédés à cultures fixées mono-étagés conviennent aux petites stations mais, lorsque les débits sont importants, et que les normes de rejet sont contraignantes, les procédés bi-étagés permettent d'assurer une bonne stabilité de l'effluent.

De plus, les procédés bi-étagés modulaires offrent une surface au sol réduite et une consommation énergétique moindre.

André Poulin

Les Industries Fournier Inc.

UNE NOUVELLE TECHNOLOGIE QUÉBÉCOISE POUR DÉSHYDRATER LES BOUES: LE PRESSOIR ROTATIF

Cette conférence a comme but principal d'informer les spécialistes oeuvrant dans le domaine du traitement et de l'élimination des boues résiduaires, qu'il existe maintenant sur le marché une nouvelle sorte d'équipement pour assécher les boues, qu'elles soient de nature industrielle ou municipale.

Conçu et développé par le 'CRIQ' depuis 1980, 'Les Industries Fournier Inc.' ont acheté la licence pour fabriquer et commercialiser cet appareil de déshydratation en 1987. Plusieurs essais de performance ont été réalisés jusqu'à date. Les résultats obtenus sont très probants de l'efficacité du système. Par ex.:

- *38% de siccité du gâteau avec les boues physico-chimiques de l'usine d'épuration de la 'CUM'.*
- *43% avec les boues de l'usine de Fabreville.*
- *30% avec les boues de l'abattoir 'Bexel' à St-Jean-Baptiste*
- *50% et plus avec les boues des pâtes et papier*
- *34% à 50% pour des lisiers de porc. Ces essais furent effectués sur plusieurs mois avec un appareil à l'échelle réelle, directement sur les lieux de production.*

Le déroulement de la conférence serait constitué des items suivants:

- *Historique du pressoir.*
- *Résumé des résultats des tests.*
- *Avantages/inconvénients et tableau comparatif avec le filtre à bandes presseuses, les centrifugeuses et les filtres-presses.*
- *Activités en cours (R & D sur les boues biologiques à l'usine d'épuration de Granby, avec le 'CNRC', 'WTC' et le 'MENVIQ', fabrication de quatre pressoirs pour déshydrater les boues de l'usine d'épuration de Longueuil, soumission en cours pour vingt pressoirs à la 'CUM', etc...)*
- *Période de questions-réponses.*
- *Présentation d'un court vidéo pour montrer le pressoir en opération.*

Les références bibliographiques sont nombreuses et très récentes. Le contenu scientifique est très étayé par de nombreuses études avec la firme 'Gendron Lefebvre', le 'CRIQ' et 'Le Centre de Technologie des eaux usées de Burlington, Ont.'.

Il est évident que cette conférence permettrait de lancer une nouvelle technologie canadienne de déshydratation provenant du Québec, et aurait un impact à moyen terme sur l'importation d'équipements d'origine étrangère comme c'est le cas présentement.

AP/1d

Robert D. Hodges

Diachem Industries Ltd.

Phosphate Removal and Settling Enhancement Using Diachem Polyaluminum Chloride

Introduction

Diachem Industries is introducing a new polyaluminum chloride (PAC) product for use in the water and wastewater treatment industry. While sulfated PAC has been manufactured in North America for several years, Diachem PAC is non-sulfated and is manufactured in Canada by a patented process. Diachem PAC is available as a liquid which is 18.5% as Al_2O_3 by weight. In contract, sulfated PAC is approximately 10% as Al_2O_3 and 3.5% sulphate, by weight.

Diachem PAC will find wide application in the water and wastewater treatment industry:

(a) **phosphate removal** - Diachem PAC products have been shown to be more effective than conventional chemical phosphate removal programs. Increased reductions in polyphosphate have been observed.

(b) **settling enhancement** - Diachem PAc products and flocculant programs have been shown to be very effective in enhancing settling in clarifiers and settling tanks. Diachem PAC is an inorganic polymer with a very high molecular weight relative to alum and sulfated PAC. Diachem PAC has been used for the enhancement and conditioning of mixed liquor solids in biological treatment and processes such as activated sludge plants.

Product Handling

Diachem PAC products are liquids handled in a similar manner to liquid alum. These products are supplied in returnable drums, semi bulk tote tanks and by bulk delivery. Precautionary handling requirements are similar to those of liquid alum.

Program Approach

A careful assessment of the Plant treatment goals and objectives is required in order to design the most effective treatment approach. Diachem PAC may be used in conjunction with other organic and inorganic coagulants and polymer flocculants. In this manner, a site specific program approach can be provided that best meets the user's needs.

ANALYSIS OF PARTICLE GROWTH KINETICS IN A SUPERSATURATED IRON(III) COAGULATION/FLOCCULATION SYSTEM

George Eastwood, Graduate Student
Dr. W. J. Snodgrass, Associate Professor

Department of Civil Engineering, McMaster University
Hamilton, Ontario

The coagulation/flocculation process is widespread in the fields of water and wastewater treatment. Particle aggregation is instigated by the addition of metal salts or polymers. The aggregation rate is enhanced if the metal salt concentration is above the solubility limit of the metal hydroxide. Mechanisms include particle destabilization and sweep floc. The adsorption/coprecipitation of trace elements (eg As,Pb) onto iron floc (1), and the partitioning of hydrophobic organics (eg PCBs) onto colloids (2) reinforce the potential of this process in contaminant removal. The removal of particles and associated contaminants in subsequent settling and filtration processes depends on the kinetics of particle growth and particle size distribution.

Attempts to model the flocculation observed in iron(III)-silica systems (3) are hindered by the large number of potential interactions in a widely heterodisperse system. This research has simplified experimental conditions in order to differentiate between observations of perikinetic and orthokinetic transport rates.

Particle-free water was produced by reverse osmosis. In a batch reactor the pH was buffered with NaHCO3 and supersaturated with FeCl3. Observations of particle size in the range 0.45 um to 150 um were obtained by forward light scattering and opticle diffraction techniques. Analysis of number, volume, and mean diameter with respect to time indicate that three periods of particle growth exist.

1. t = 10 to 35 minutes
   - number increases (fig 1)
   - volume increases (fig 2)
   - mean diameter decreases (fig 3)

2. t = 35 to 90 minutes
   - number decreases
   - volume plateaus
   - mean diameter increases

3. t = 90 to 120 minutes
   - number increases
   - volume increases
   - mean diameter increases

Further experiments have shown that the timing and magnitude of the observed charcteristics respond to changes in mixing velocity (G) and degree of supersaturation (S).

Our hypothesis is that the observations can be simulated using Smoluchowski rate constants and assuming the interaction of two sub-systems of colloids. One sub-system is comprised of contaminant "dust" particles and heterogenous nucleation products in the near sub-sensed size range (0.1 - 0.4 um). The second sub-system is precipitation of Fe(OH)3 nuclei in the 10 - 20 A range.

Numerical simulation of bi-particle interactions based on Smoluchowski's rate constants of perikinetic and orthokinetic flocculation (4) demonstrate that certain attributes of the volume observations of the three periods can be simulated by modelling the hypothesized sub-systems independently. However, the most promising results to date are obtained when a simulation is done of the combined sub-systems. Simulation of the number of particles in the three periods is presently in progress. One such simulation is presented in figure 4. Simulation of perikinetic flocculation from an initial monodisperse population of 22 A particles shows particle growth to 0.45 um in aproximately 17 minutes .

By simplifying experimental conditions, particle growth rates are more clearly revealed. The growth kinetics are modelled with Smoluchowski rate constants. This work will contribute to the development of a coagulation/flocculation contaminant removal model based on influent conditions, coagulant dose, and mixing conditions.

References

1. M.A. Manzione et al, "Removal of Trace Elements From Power Plant Waste Streams by Iron Adsorption/Coprecipitation.", 49th Intenational Water Conference, Pittsburg, 1988.

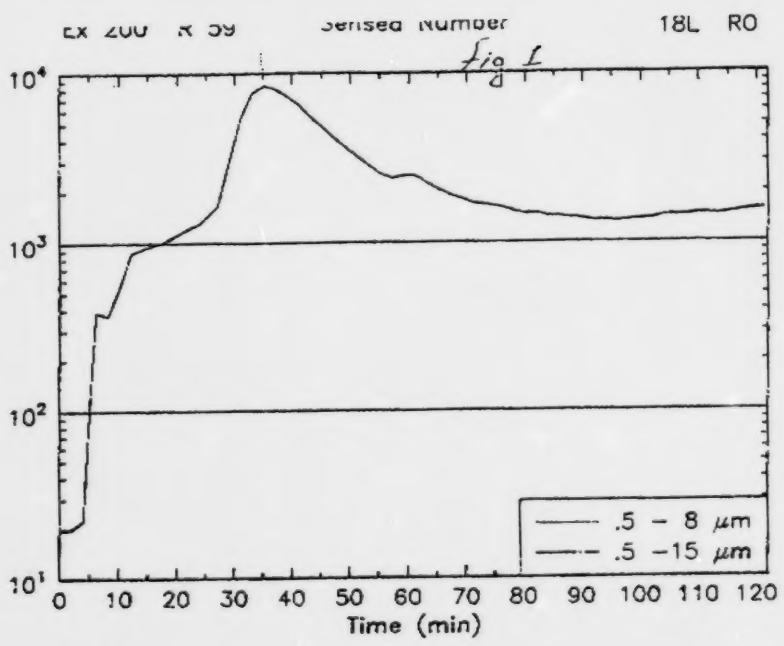
2. J.C. Duinker, "The Role of Small, Low Density Particles on the Partition of Selected PCB Congeners Between Water and Suspended Matter (North Sea Area)", Netherlands Journal of Sea Research 20(2/3):229-238 (1986).

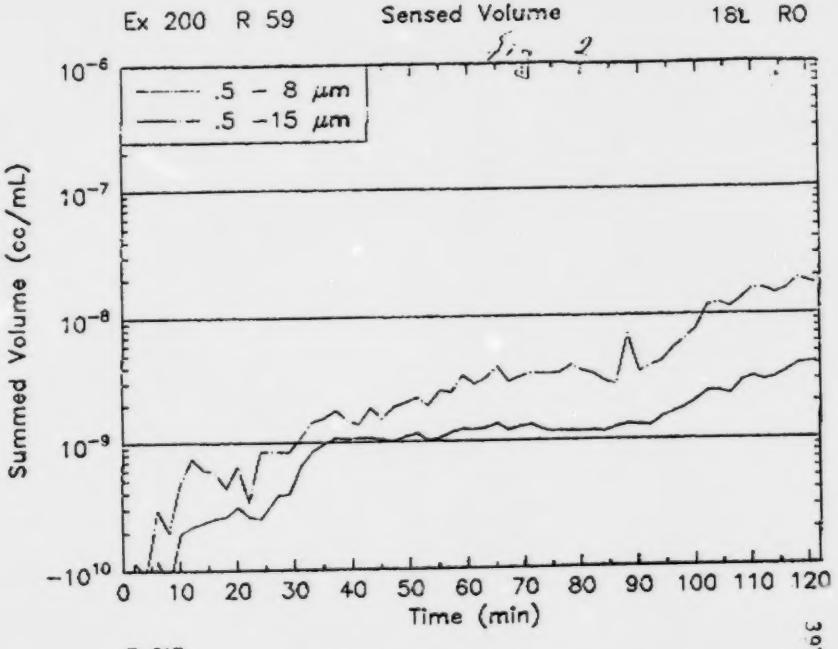
3. Ongoing research at the Wastewater Technology Centre, Burlington, Ontario.

4. D.F. Lawler et al, "Changes in Particle Size Distributions in Batch Flocculation." JAWWA, Dec. 1983.

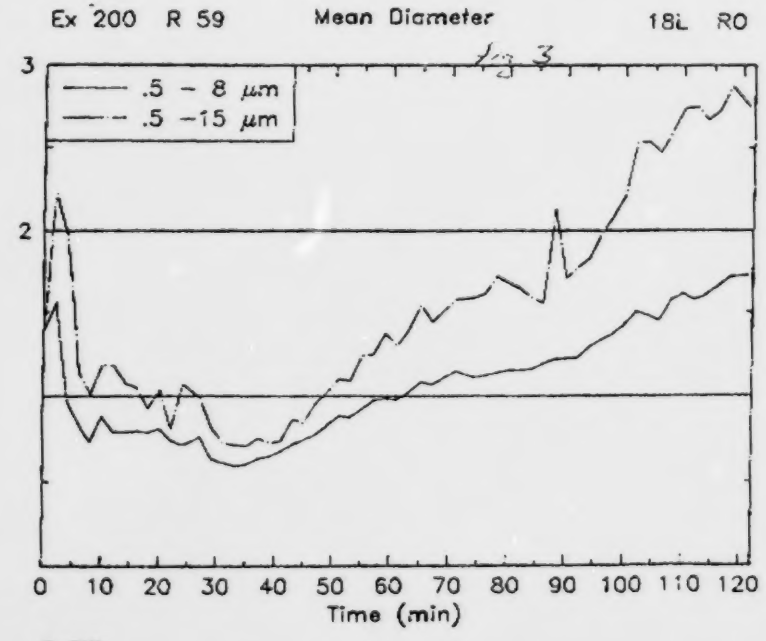
Acknowledgements

This work has been undertaken cooperatively through the use of equipment at the Wastewater Technology Centre and McMaster University. The assistance of D. Averill and J. Wood in numerical simulation and experimental technique is greatly appreciated.

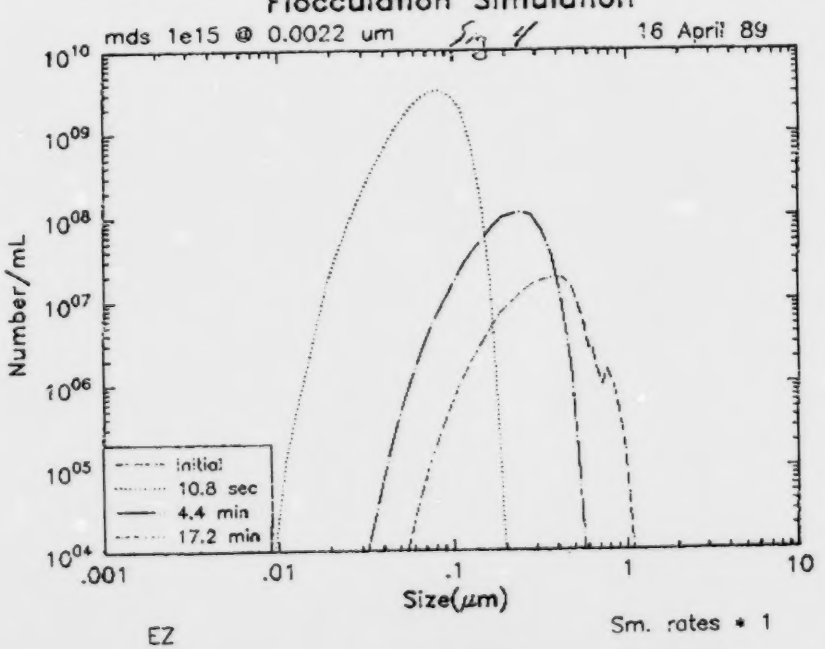




FeCl3



FeCl3



EZ

LA DIGESTION AEROBIE THERMOPHILE : REHABILITATION D'UNE STABILISATION AEROBIE DEFICIENTE. PREMIERS RESULTATS D'EXPLOITATION

D. Amar, B. Selmi, Y. Lesty*, J.M. Audic

Laboratoire Central de la Lyonnaise des Eaux

38 rue du Président Wilson 78230 Le Pecq - France

* Lyonnaise des Eaux, rue Buhl 60103 Creil - France

La digestion aérobie thermophile (40 à 60°C) a été proposée et adoptée dans les stations d'épuration d'eaux résiduaires de RFA et de Suisse essentiellement, suivie d'une digestion anaérobie des boues. Ce couplage permet de répondre au double objectif de stabilisation des boues mais aussi leur pasteurisation avant épandage agricole. Les impératifs français étant différents, il a été testé la digestion aérobie thermophile en stabilisation des boues en remplacement de la stabilisation aérobie à température ambiante sur le site de la station de Chantilly (France). Un ouvrage de stabilisation aérobie (800 m^3) a été réhabilité en digesteur aérobie thermophile.

Le degré de stabilisation des boues était très insuffisant produisant ainsi des nuisances (odeurs) et surtout des boues très difficilement déshydratables (consommation de réactif élevée). La réhabilitation de cet ouvrage a consisté à couvrir le réacteur et ainsi réduire les pertes calorifiques. L'aération du réacteur a été doublée de 750 Nm^3/h à 1500 Nm^3/h, de façon à répondre à l'accroissement des besoins en oxygène de la biomasse résidente pour oxyder une plus grande partie de la matière organique des boues. La température des boues est montée naturellement à 40-45°C en 30 jours.

Les performances de cet ouvrage sont présentées sur le poster. Les premiers bilans d'exploitation ont donné les résultats suivant :

50 % de dégradation de la matière volatile à 42°C correspondant à :

- lipides : 97 %
- Protéines : 87 %
- Polysaccharides : 37 %
- Cellulose : 30 %

Le degré de stabilisation s'est très nettement amélioré, les problèmes d'odeurs ont ainsi disparu. Une amélioration de la déshydratabilité des boues a été constaté, ainsi la consommation de réactifs a été diminuée de 20 à 30 %.

Le point négatif de ce procédé est le phénomène de moussage important. Afin de remédier à ce problème et d'optimiser le procédé, il a été installé un pilote de 300 l. Les premiers résultats d'exploitation de celui-ci sont présentés sur le poster.

Expansion and Retrofitting of Wastewater Pollution Control Facilities

Jerry S. Sklenar (a), P.Eng.

This paper deals with the expansion and retrofitting of municipal wastewater pollution control facilities.

In British Columbia, a large number of the water pollution control installations were built following the introduction of stringent pollution control objectives in the middle 1960s. Rapid construction of these facilities was assisted in part by substantial government financial assistance to the municipalities.

Over the last few years many of these installations have reached or exceeded their design capacity and are being expanded and upgraded to meet the needs of the growing population as well as more stringent sewage effluent standards.

The circumstances which governed the original designs have changed substantially. New or improved treatment and construction methods have been introduced. The government financial assistance has been reduced and funding of capital projects has become more difficult to secure and more costly to finance. Operating costs, particularly the costs of labour and electricity have increased. These factors together with higher public environmental expectations generally do not permit simple expansion of the existing processes but often necessitate a change in treatment process and make the upgrading of the wastewater facilities a challenging engineering task.

Expansion and retrofitting of the municipal wastewater treatment plants in general and three installations in particular are discussed in this paper. Technical aspects as well as capital and operating costs analyses are provided.

The Town of Gibsons Water Pollution Control Centre which was commissioned in 1972 was expanded in 1987 from 1.0 Ml/d to 2.3 Ml/d. The old treatment plant incorporated aeration, clarification, aerobic digestion and ocean outfall. Operating costs of the old treatment plant were rapidly climbing, in part due to the high electricity requirement of the aeration blowers. Following analysis of operating costs, land availability, noise conditions and other related factors the aeration process was replaced with a trickling filter/solids contact process (3)(4)(5)(6). The expansion included a new primary settling tank, as well as a trickling filter, reaeration tank and an enlarged clarifier, all located in the former aeration/clarifier/digester circular tank. The aerobic digestion was replaced with thermophilic digestion (1)(3). Proximity of the residential development and uneven topography of the site were other factors impacting on the design. To control odour and improve appearance all the facilities were enclosed.

The Sunshine Coast Regional District Water Pollution Control Centre was designed using a layout and process similar to the Gibson's facility. This treatment plant was expanded and retrofitted in 1989. In this particular case, the existing circular concrete tank which used to contain the aeration tank, aerobic digester and clarifier was found to be large enough to accommodate two new primary sedimentation tanks, a trickling filter, reaeration tank, aerobic digester and an enlarged clarifier with space for future trickling filter expansion. A building was constructed over the facilities to facilitate odour control and to improve appearance.

The Central Fraser Valley Regional District Water Pollution Control Centre was designed in 1980 as a 15 Ml/d primary treatment plant with provision for chemical addition to treat strong industrial and commercial waste. Increasing sewage loads have resulted in high cost for chemicals and chemical sludge disposal. In order to reduce the operating costs the treatment was changed to trickling filter/solids contact process. The construction of the new facilities was completed in 1989. The new installation includes a 10,000 m^3 rectangular trickling filter, 30 m diameter clarifier, recirculation pump station and related structures. A programmable controller operated pumping and filter distribution system was designed to provide sequential distribution of sewage over the filter and to economize pumping costs. This facility became the first major secondary treatment plant in South Western British Columbia.

THE ALBERTA ENVIRONMENTAL CENTRE'S POTABLE WATER TECHNOLOGY PROGRAM

Dr. Albert Van Roodselaar, P. Eng.,
Alberta Environmental Centre

As basic water management policy, the Alberta Government recognizes the importance of water for human consumption, for food production, for industrial use and for other uses in that order. This order of preference is embodied in the Water Resources Act. This mandate was the basis for the establishment of a potable water technology program at the Alberta Environmental Centre (AEC), under the administrative jurisdiction of Alberta Environment.

Water sources, consisting of surface and groundwater supplies, provide a potable product to a population ranging from small system and single dwelling users to the two large systems (Edmonton and Calgary) comprising about one half of the Province's population, requiring research initiatives encompassing this scope. In the northern and west-central regions, the activities of pulp and paper mills result in the need to assess the impact of discharges from these types of operations on the subsequent treatability of downstream surface waters for producing a potable quality product. The study of trace organics and their response to treatment options is pertinent to these circumstances. Unique to northern Alberta, tar sands plants and their tailings ponds present potential discharge concerns similar to those imposed by pulp mills. Effluent discharge licenses need to incorporate the potential effects on downstream drinking water supplies.

When surface supplies are unavailable or unsuitable, groundwater becomes an important source. Unfortunately, many areas have groundwater of unacceptable quality, with high total dissolved solids and iron levels. Also, the presence of H_2S is not an uncommon occurrence. These are some of the more traditional treatment challenges. With the current recognition of the potential for groundwater contamination by agricultural, municipal and industrial practices or by accident, research into groundwater treatment has become important and timely.

With Alberta's low population density and rural areas, the problems associated with low volume processing technology, including cost, complexity, and mode of operation are particularly pertinent. The evaluation of reverse osmosis or other point-of-use technologies utilized by single dwelling users assist Alberta's rural population in making informed equipment selecton.

In the case of small towns, the technology in use is often similar to that utilized in the large centers but without the manpower resources to provide continuous operational monitoring. Hence, the delivery of a less than optimum product is often due, not to an inability to treat but an unavailability of control.

Therefore, a major long-term objective of this research program is to improve the monitoring and control technology beyond the present level which is largely based on jar testing and the subjective judgement of optimums using human visual evaluation. The intent is to characterize a given water source regarding the type of variations which it undergoes and to fit this to an automatic monitoring and process control scheme. The scope of this objective is enormous and consequently parallels the more immediate, short-term research objectives.

Due to the site specific nature of many water problems and the alterations on water characteristics with sampling transport and storage, a heavy emphasis has been placed in the development of mobile or on-site research capability. Currently we have constructed, in addition to in-house bench-scale, pilot, and laboratory facilities, two trailer-based pilot plants, the first a 50 gpm unit incorporating traditional North American treatment options with an interactive data gathering and control station for automation studies and a 5 gpm unit for preliminary and small-scale field work incorporating ozone and chlorine dioxide in addition to chlorination, filtration and clarification. To support these units, a self-powered mobile laboratory has been developed.

Projects to date include:

A. a joint 5-year study with the University of Calgary on treatment of Giardia containing waters using chlorine, chloramine, chlorine dioxide, ozone and filtration;

B. a joint study with the City of Edmonton and the University of Alberta on the utilization of powdered activated carbon in a slurry recirculating clarifier to address the problems of springtime taste and odour in North Saskatchewan River water;

C. a study for Parks Canada on optimization and enhancement of a small system subject to taste and odour problems;

D. a departmental study on BOD characterization of rivers subject to Pulp Mill Effluents; and

E. an in-house study on ozone methodology, hardware and utilization.

Based on this brief outline, it is hoped that communication and cooperation is established with co-workers with similar research needs and objectives.

ANAEROBIC TREATMENT OF PULP AND PAPER EFFLUENTS

D. Z. Maat, P. Eng, M. Eng
Paques Lavalin
320 Adelaide Street South
London, Ontario
N5Z 3L2

ABSTRACT

The paper summarizes results from anaerobic treatment demonstration and full scale plants treating effluents from TMP, NSSC/TMP, Sodium Base Semi Chemical, and recycle mills. Operating data on existing and proposed full scale plants are presented. Existing full scale anaerobic treatment plant capital and operating costs are compared to aerobic treatment costs. The paper concludes that anaerobic treatment is both technically feasible for an increasing range of pulp and paper effluents and cost effective.

KEY WORDS: Anaerobic Treatment, TMP, NSSC, High Sulphur, UASB.

1.0 Introduction

Anaerobic treatment of pulp and paper wastewater effluents has progressed significantly in the last three (3) years. The anaerobic treatment of wastewater effluent for the pulp and paper industry has been expanded to include wastewater from a variety of mill processes. Full scale plants are currently operating at three Canadian mills. Two mills utilize a NSSC process and the other a TMP/STMP process. In Europe TMP effluent has been successfully treated as well as high sulphur bearing wastewaters.

2.0 Range of Application

Anaerobic treatment was applied to effluents with a wide range of characteristics. Temperature varied from 20-40°C. BOD concentration varied from 300-5000 mg/l.
Sulphate concentration ranged from 0-600 mg/l. Some wastewaters contained tannins, phenols and resin acids and were still treatable using anaerobic bacteria.

3.0 Full-Scale Cost for Anaerobic/Aerobic Treatment

3.1 Capital Cost Comparisons

Two cases regarding capital cost comparisons are reported for anaerobic plants versus aerobic treatment.

1) Case I reported that capital cost to expand the aerobic system was estimated at 2.5 times the cost for the anaerobic system.

2) Case II reported that the estimated capital cost for an aerobic system was 2.0 times that for an equivalent anaerobic system.

The space requirement for anaerobic treatment in each case was less than 50 per cent of the requirement for aerobic treatment.

3.2 Operating Cost Experience

a) Sludge Disposal

All anaerobic plants reported that sludge production rates for the anaerobic system were 10 percent of those calculated and experienced for aerobic systems in operation. The anaerobic

sludge requires much less processing. The anaerobic sludge granules dewater by gravity to approximately 10-12 percent solids and are highly stabilized.

No further treatment of the sludge is required except dewatering by a belt filter press. Sludge dewatering costs were in the range of $.001-$.002/kg of BOD removed from the wastewater. Sludge treatment/dewatering costs for existing aerobic systems at these plants were in the range of $.02-$.03/kg of BOD removed form the wastewater.

In conclusion, it can be stated that sludge dewatering costs for anaerobic systems are less than 1/10 of those reported for aerobic treatment.

b) Energy Requirements

Anaerobic wastewater treatment plants are producers of excess energy. The value of energy produced as electricity or as steam is about $.10 per kg of BOD removed from the wastewater.

c) Chemical Costs

Anaerobic treatment requires fewer chemicals for nutrient addition. Typical ratios of 350:5:1 for COD:N:P are used for anaerobic treatment, whereas in aerobic treatment ratios of 100:5:1 are commonly utilized. Chemicals for pH control are generally the same for both types of treatment since anaerobic and aerobic systems operate at neutral or slightly acidic pHs.

d) Summary

In summary, a net difference of $.18/kg of BOD removed between anaerobic and aerobic plant operating costs has been experienced at these two plants.

This means an actual cost difference for a typical plant with 30 tonnes of BOD removal capacity of $5400/day or an annual savings of approximately $1,800,000.

4.0 Conclusions

Two conclusions can be made from the above report.

1) Anaerobic treatment is technically feasible for an increasing range of pulp and paper effluents.

2) For most applications in pulp and paper mills anaerobic treatment was the most cost effective solution to a biological wastewater treatment problem.

La détoxification de sols et sédiments par l'utilisation combinée de technologies biologiques et non-biologiques

Réjean Samson[1] et Ronald Zaloum[2]

1: Groupe de Génie de l'environnement
Institut de recherche en Biotechnologie
Conseil National de Recherche CANADA
6100 Royalmount, Montréal, QC, H4P 2R2

2: Centre Saint-Laurent
Environnement CANADA
105 rue McGill, Montréal, QC, H2Y 2E7

La contamination des sols est un des problèmes pernicieux de l'environnement car elle affecte la chaîne alimentaire et la qualité des eaux souterraines et de surface. La majorité des industries génèrent des déchets solides. Ces déchets proviennent souvent de déversement plus ou moins accidentel ou sont issus de sous-produits d'un procédé. La contamination des sols et sédiments n'est pas un problème simple car plusieurs contaminants peuvent se trouver simultanément dans un sol. Par exemple, dans des sols contaminés par des hydrocarbures, des HAP (hydrocarbures polycycliques aromatiques) peuvent se retrouver en présence de métaux lourds et de solvants organiques chlorés.

Le Centre Saint-Laurent d'Environnement Canada et l'Institut de recherche en Biotechnologie joignent leurs efforts pour trouver des solutions technologiques aux problèmes de détoxification des sols qui soient économiquement viables. Cet effort a été concrétisé par la signature d'une entente de collaboration entre les deux organismes en mars 1989.

Les technologies qui existent sont encore primitives. Il s'agit souvent de transporter le problème ailleurs en excavant le sol contaminé et en l'enfouissant dans un site plus ou moins imperméabilisé conçu pour une certaine gamme de contaminants. Plusieurs technologies sont présentement évaluées par les industries et les agences gouvernementales (tableau 2) (Daley 1989).

Jusqu'à présent seul l'incinération s'est avérée applicable pour une grande variété de polluants. Toutefois les coûts élevés reliés à sa mise en oeuvre rendent improbable son application pour le traitement de grands volumes de sol et sédiments contaminés par des concentrations relativement faibles. De plus cette technique est inapplicable pour la contamination par les métaux lourds et implique des coûts de transport prohibitifs si des systèmes mobiles ne sont pas disponibles.

Parmi les nouvelles alternatives, les procédés de détoxification par voie biologique offrent beaucoup de potentiel car ils permettent une solution à la fois économique, non dommageable pour l'environnement et facile à mettre en oeuvre (Lee, Thomas et al. 1988).

Tableau 1: Etat des technologies en cours d'évaluation

	Technologie évaluée (U.S. EPA)				
	Traitement biologique	Immobilisation	Extraction chimique	Dechlorination chimique	Destruction Thermique
PCBs, dioxines, furanes	B	C	B	B	A
Aliphatiques halogénés	A	X	B	B	A
Aliphatiques halogénés cycliques	C	C	B	B	A
Composés azotés	A	C	B	C	A
HAM	B	C	B	B	A
HAP	A	C	B	C	A
Métaux	X	A	B	C	X

A: Démontré effectif
B: Potentiellement effectif
C: Probablement non-effectif
X: Non recommandé (potential adverse effect)

Source: Daley, 1989 Env. Sci. Technol. 23, 912-916

Cependant ces procédés sont encore au stade expérimental ou de démonstration et peu d'applications industrielles existent. Plusieurs raisons expliquent cette situation, notamment **1**.Le peu de connaissance sur la microbiologie des sols et boues contaminés et sur les interactions entre les microorganismes et polluants et la manière d'accélérer la production de biomasses adaptées dans les sols et boues. **2**. La difficulté d'isoler et d'adapter des souches de microorganismes capables d'accélérer la dégradation des molécules récalcitrantes (ex: BPC, HAP, pesticides) souvent non solubles en phase aqueuse. **3**. Le peu de connaissance sur le potentiel des systèmes anaérobies (dénitrification, sulfato-réduction et méthanogénèse) en détoxification. **4**. La difficulté inhérente à travailler avec plusieurs phases (solide, liquide, gaz) et **5**. La difficulté à valider des résultats obtenus en laboratoire et à l'échelle pilote dans des conditions réelles "in-situ".

La biodégradation des contaminants du sol dépend non seulement du type de composés à transformer et des

microorganismes indigènes présents dans le sol mais aussi des conditions environmentales existantes dans ces sols (Fewson 1988). Dans plusieurs études menées au laboratoire, certaines souches de microorganismes ont montré beaucoup de potentiel pour la dégradation des pesticides, des BPC et HAP. Dans la plupart des travaux mentionnés, des bactéries aérobies ont prouvé leur potentiel pour l'oxydation des structures aromatiques substituées et non-substituées(Brunner, Sutherland et al. 1985; Focht 1987; Kiyohara, Takizawa et al. 1989). De plus certains champignons ont aussi été rapportés pour l'oxydation des produits aromatiques (Cerniglia, White et al. 1985). Des données commencent à apparaître sur les mécanismes de détoxification anaérobie(Mikesell and Boyd 1988)(Mirsatari, McChesney et al. 1987) Cependant plusieurs points apparaissent communs et spécifiques à la biodégradation des composés organiques toxiques. Plusieurs généralités issues de la littérature scientifique et des travaux réalisés à l'Institut de recherche en biotechnologie peuvent être résumés comme suit (Atlas 1987; Gibson 1968; Gibson 1978):

a) Lorsque des hydrocarbures deviennent disponibles pour une communauté bactérienne, la décomposition des différents constituants des hydrocarbures s'effectue simultanément mais à des vitesses très variables. Ceci implique une disparition séquentielle des différents constituants des hydrocarbures et un changement dans les espèces de microorganismes impliqués. Ceci a comme implication que les mesures de concentration des divers polluants (ex: huiles et graisses, HAP et HAM totaux) doivent être interprétées avec circonspection.

b) La présence d'un type d'hydrocarbone peut influencer le taux de biodégradation positivement (co-métabolisme) ou négativement (effet toxique). Par exemple la présence d'hydrocarbures de faible poids moléculaire relativement solubles dans l'eau accélère le taux de biodégradation. A l'autre extrême, la présence de composé aromatiques faiblement substitué (hexane, heptane, etc.) aura un effet d'inhibition sur la majorité des souches de microorganismes.

c) L'utilisation des alcanes C_1- C_4 est limité à quelques espèces très spécifiques de microorganismes. Ces composés sont généralement considérés comme biodégradables. Ainsi les C_5 - C_9 sont toxiques mais quelques microorganismes bien adaptés peuvent réaliser la biodégradation. Pour leur part les n-alcanes C_{10} - C_{22} sont facilement biodégradables. Les alcanes de hauts poids moléculaires (généralement sous forme de graisse et de cire) sont biodégradables mais à faible taux. La biodégradation de composés jusqu'à C_{44} a déjà été rapportée (Haines and Alexander 1975; Hughes and McKenzie 1975).

d) Les iso-alcanes sont beaucoup moins biodégradables que les n-alcanes et la présence de substituants, particulièrement les groupes methyls, peut réduire considérablement la biodégradation. Toutefois, les oléfines (étylène et propylène) sont considérés toxiques sous des conditions aérobies (Atlas 1987).

e) Les aromatiques monocycliques (HAM) sont toxiques aux microorganismes, toutefois, à faible concentration, plusieurs microorganismes, notamment des *Pseudomonas*, peuvent utiliser ces composés. Les HAM sont généralement très volatils et sont souvent éliminés dans l'air avant d'être métabolisés.

f) Les aromatiques polycycliques (HAP) n'ayant pas plus que 4 noyaux aromatiques sont biodégradables. Pour ces composés, les expériences montrent que le niveau de biodégradation diminue avec le nombre de noyaux aromatiques, et que le taux de biodégradation est contrôlé par le taux de dissolution de ces composés dans la partie aqueuse du sol. Les HAP de plus de 5 noyaux aromatiques sont très résistants aux attaques microbiennes et persistent dans l'environnement. Jusqu'à présent seulement quelques espèces de champignons ont montré un potentiel de biodégradation.

g) Les cyclo-alcanes de faibles poids moléculaires peuvent être décomposés par certaines souches adaptées de microorganismes, toutefois les cyclo-alcanes fortement polymérisés sont pratiquement non-biodégradables.

h) Les hydrocarbones hétérocycliques constitués d'azote, de soufre et d'oxygène (NSO) sont faiblement biodégradables et nécessitent de longues périodes d'incubation.

i) Les BPC sont peu biodédagradables. Généralement le taux de biodédradation diminue avec l'augmentation du pourcentage de chlore sur les molécules. Des essais ont montré que l'Aroclors 1242 pouvait être dégradés sous des conditions aérobies. Sous des conditions anaérobie, la déhalogénation réductrice permet de diminuer le pourcentage de chlore des BPC fortement chlorés (Ex: Aroclor 1254).

Problèmes inhérent au traitement *in-situ* des sols contaminés

Dans les conditions naturelles, la toxicité des hydrocarbures, des HAP, et des HAM couplée à leur faible taux de biodégradation, au lavage du sol par les pluies, ainsi qu'aux changements climatiques, réduisent considérablement le potentiel de dégradation des microorganismes (Lee, Thomas et al. 1988; McCarty 1987). La nature adsorptive des composés lipophiliques par la matière organique du sol est très bien documentée. Ainsi, l'adsorption des HAP et HAM sur les sédiments organiques et inorganiques, les particules de sols, les substances huileuses et lipophiles ainsi que sur le charbon activé constitue une autre entrave à la biodégradation. Ce problème a amené certains groupes de recherche à étudier la possibilité de dégrader les contaminants du sol par voie biologique après extraction de ceux-ci par des solvants organiques ou par des surfactants.

Le processus de biodégradation des contaminants organiques s'intégre dans la microbiologie naturelle des sols. Ainsi, les composés récalcitrants se retrouvent en compétition avec les matières organiques facilement biodégradables. De plus, il faut considérer l'équilibre entre les diverses populations de microorganismes. Par exemple, un milieu anoxique et/ou anaérobie conduira à la

transformation du nitrate en azote gazeux par des bactéries dénitrifiantes.

Dans les réactions biochimiques se produisant dans un sol l'ammoniaque ou ammonium selon le pH joue un rôle central. Ce composé est la source d'azote de plusieurs types de microorganismes. De plus à cause de sa charge positive le NH_4^+ est facilement adsorbé par les particules du sol. Jusqu'à 50% de l'azote adsorbé par les particules de sol est sous forme ammoniacale (Paul and Clark 1989). De plus à cause de son équilibre avec la forme NH_3 , très volatile, une partie de l'azote nécessaire aux réactions biochimiques peut être perdu. Ainsi, il y avantage à favoriser des réactions de nitrifications en maintenant les conditions aérobies dans le sol. Le nitrate peut être utilisé comme source d'azote par plusieurs microorganismes.

Quelques études ont été réalisées pour comprendre les mécanismes de la récalcitrance et toxicité des produits récalcitrants. Ainsi, les microorganismes ont de la difficulté à utiliser ces produits pour les raisons suivantes (Alexander 1973; Alexander 1981):

- manque d'énergie et de carbone pour la croissance

Dans la plupart des sols contaminés les seules sources de carbone disponible pour la croissance sont les polluants. Ces composés se retrouvent généralement en faible concentration et ne sont pas suffisants pour maintenir les microorganismes en phase exponentielle de croissance. Le même phénomène se produit pour l'oxygène.

- manque de nutriments essentiels

Les sols sont généralement déficients en oligoéléments essentiels pour la croissance des microorganismes. Par exemple, le magnésium sous forme soluble est essentiel dans la phosphorylation oxydative (production d'ATP)tout comme le sont le fer, le cobalt et le manganèse pour d'autres réactions enzymatiques. De plus, certaines espèces de bactéries anaérobies nécessitent la présence de vitamine du complexe B.

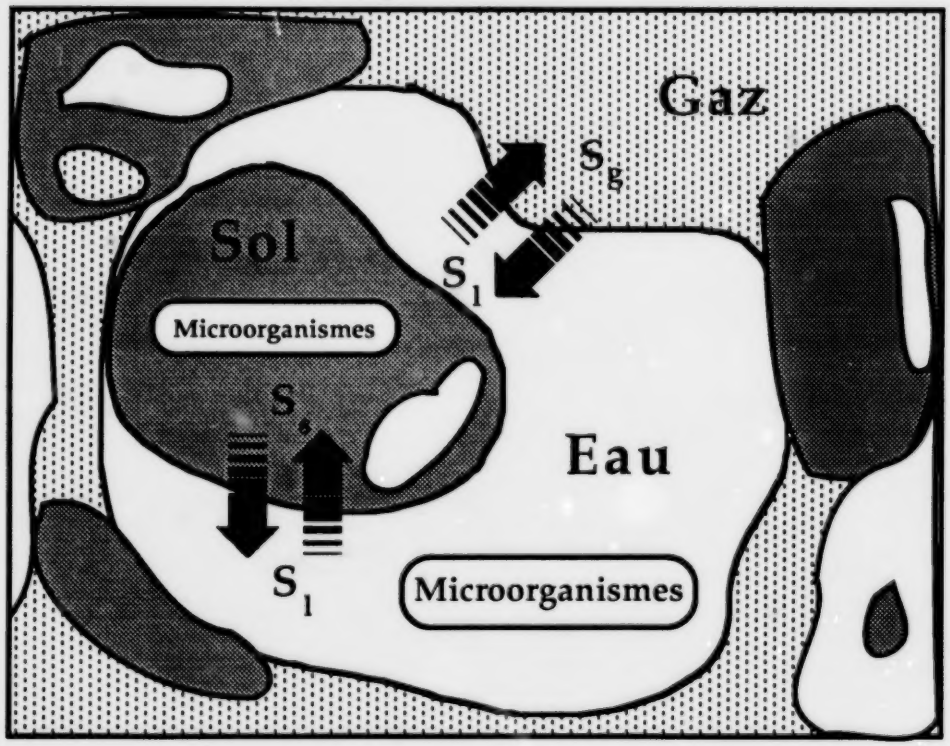
- toxicité des substrats ou des métabolites secondaires

Certains hydrocarbures lorsqu'il se retrouvent en trop grande concentration demeurent toxiques pour les microorganismes. Par exemple, les chlorophénols et les aliphatiques chlorés ont des effets inhibiteurs à des concentrations inférieures à 100 ppm. Certains détergents, lorsque présents dans les sols détruiront entièrement la flore bactérienne. Ceci s'applique aussi aux métaux lourds et notamment au mercure dont le seuil de toxicité est extrêmement faible (environ 50 ppm). Les métabolites produits dans les réactions biologiques peuvent aussi être des agents toxiques pour certaines espèces de bactéries. Par exemple, lors de la dégradation aérobie des chlorophénols, des pesticides chlorés et des BPC, l'un des produits de décomposition est l'acide chlorobenzoïque. Ces acides sont très toxiques pour plusieurs espèces de bactéries du sol.

- inaccessibilité des substrats

La nature des sols (glaise, sable, argile, etc.) rend problématique l'accessibilité du substrat et de l'oxygène aux microorganismes. On observe beaucoup de particules de sol compacté qui n'ont pas été affectées par un traitement biologique. Des moyens mécaniques doivent être utilisés pour assurer l'homogénéité des sols. Le même problème survient pour le "monitoring" des concentrations résiduelles de polluants. La figure 1 montre la complexité des interactions du substrat et des microorganismes dans les sols. Ainsi la distribution du substrat, la présence de microorganismes dans le liquide ou trappés dans des particules est en partie responsable de la faible activité biologique retrouvée dans les sols. En plus du fait que la majorité des contaminants organiques sont lipophiliques, et tendent à s'adsorber sur les particules de sol, il semble que le taux de biodégradation soit contrôlé par le taux de solubilisation ou de volatilisation. Très peu de données existent sur ce sujet.

Figure 1: Interaction entre substrat et microorganismes dans les sols



- liaison du substrat avec des composés organiques résistants à la biodégradation

Dans la majorité des sols les hydrocarbures et autres polluants se retrouvent adsorbés sur des particules diverses. Par exemple, des résidus lignocellulosiques, de tourbe ou de charbon activé adsorbent les composés organiques. Dans certains cas les interactions chimiques (liaison covalente et hydrogène) entre les molécules

rendent impossibles l'action des microorganismes. Ceci est causé par le fait que la majorité des biotransformations se réalisent à l'intérieur des parois cellulaires des microorganismes et qu'un substrat adsorbé à une macromolécule ne peut migrer dans la cellule. De plus dans le cas ou des enzymes extracellulaires sont impliquées, un polluant adsorbé n'est généralement pas "reconnu" par une enzyme.

- inactivation des enzymes extracellulaires

Dans le cas de la biodégradation des hydrocarbures de poids moléculaire élevé, les réactions d'hydrolyse s'effectuent par des enzymes extracellulaires. Ces enzymes sont très sensibles aux conditions environementales. Ainsi, un pH non-adéquat, une température trop faible, la présence de forte concentration de sels et la présence de trop grande concentration de solvants organiques peuvent réduire considérablement l'activité.

- empêchement des molécules à pénétrer dans les cellules

Jusqu'à présent, il est connu que les réactions biologiques de détoxification (ex: déhalogénation) se réalisent à l'intérieur des cellules. Ainsi à cause du grand poids moléculaire de certains composés et de leur nature généralement lipophilique le transport de ces composés à l'intérieur des cellules est ralenti. Nos travaux et les données de la littérature indiquent que pour les hydrocarbures de faible poids moléculaire et les HAP, le taux de biodégradation est contrôlé par le taux de dissolution.

- nécessité d'une flore hétérogène

Les réactions de biodégradation des composés complexes nécessitent la présence de plusieurs espèces de microorganismes. Si la contamination est récente, il est évident que toutes les espèces nécessaires à la biodégradation ne seront pas présentes. Ceci conduira inévitablement vers une décontamination partielle. Un sol contaminé depuis plusieurs années aura probablement la flore nécessaire pour effecturer une biodégradation plus complète. L'adaptation, par le développement d'un écosystème spécifique à un site est la clé du succès d'un procédé de biotraitement des sols.

- prédation des bactéries par des organismes supérieurs

Les bactéries ne sont pas les seuls organismes vivants présents dans les sols. Des champignons, algues, protozoaires et métazoaires sont aussi présents. Les protozoaires se nourrisent essentiellement de bactéries. Ainsi il a été démontré qu'un seul protozoaire peut consommer plusieurs dizaine de milliers de bactéries à l'heure! (Paul and Clark 1989). De plus une augmentation rapide du nombre de bactéries dans un sol est généralement suivi d'une augmentation rapide du nombre de protozoaires. Ceci implique qu'il peut être difficile de maintenir une population élevée de bactéries pour réaliser une détoxification rapide. Toutefois, il faut réaliser que

plusieurs contaminants sont extrêmement toxiques pour les formes de vies plus évoluées et que conséquemment leur effet sur un procédé *in-situ* pourra être limité.

Tous ces facteurs nous indiquent que les populations indigènes de microorganismes retrouvés dans des sols contaminés ne sont pas dans des conditions favorables pour s'adapter à l'utilisation des produits récalcitrants comme seule source de carbone. Cette constatation est d'ailleurs supportée par le faible taux de détoxification biologique qui se retrouve dans les sols contaminés. Par exemple, la demie-vie, dans des sols contaminés, des HAP contenant plus de 4 anneaux est supérieure à une année et les composés ayant plus de 5 anneaux sont considérés non biodégradables. Pour les BPC fortement chlorés (ex: Aroclor 1254 et 1260) les demies-vies sont de plusieurs dizaines d'années. Tous ces facteurs peuvent agir ensembles ou séparément. Ainsi, afin d'améliorer le potentiel de détoxification des microorganismes des sols, l'enrichissement de ces mêmes sols est primordial. De plus, la détoxification par épandage massif de biomasse adaptée, dans des conditions favorables, pourrait s'avérer une solution adéquate pour la restauration de sites contaminés.

Il est évident que les microorganismes ont un rôle important à jouer dans la détoxification des sols. De plus, il est reconnu que les microorganismes peuvent s'adapter à des environnements extrêmement défavorables et métaboliser des structures chimiques très diverses.

Stoechiométrie de la biodégradation des hydrocarbures

Les microorganismes obtiennent toujours leur source d'énergie à partir de réaction d'oxydo-réduction. Ainsi les bactéries ont besoin d'un donneur d'électron, en l'occurence les hydrocarbures et d'un accepteur d'électron (généralement l'oxygène sous des conditions aérobies) (McCarty 1987). Dans le cas des réactions anaérobies, les nitrates, les sulfates ou le CO_2 agissent comme accepteurs d'électrons. De plus les sources de carbone, d'azote et de phosphore doivent être bien proportionnées. Ainsi, un système biologique est considéré comme equilibré lorsque le nombre d'accepteur d'électron est suffisant pour permettre l'échange des électrons générés lors de la dégradation des contaminants et lors de la croissance des microorganismes.

Si on considère un hydrocarbure aliphatique ayant une composition hypothétique de C_7H_{12}, l'équation globale de la biodégradation serait (McCarty 1987):

$$C_7H_{12} + 5\ O_2 + NH_3 = \underset{\text{(Biomasse)}}{C_5H_7O_2N} + 2\ CO_2 + 4\ H_2O$$

Notons que cette équation ne tient pas compte de l'oxygène consommé pour des fins de maintenance. Ainsi si on utilise des données hypothétiques,par exemple une parcelle de sol contaminé par des hydrocarbures, MAH et HAP de 60 x 40 m= 2400 m^2 d'environ 0.5 m de profondeur, ce qui donne un volume de sol de 1200 m^3 contenant environ 4000 ppm d'huile et graisse de HAP et de HAM. Ceci représente

environ 4800 kg de composés organiques à traiter, en assumant que 1 m^3 de sol = 1000 kg.

En appliquant l'équation précédente, on observe que pour réaliser la conversion complète des hydrocarbures, il faut fournir 8016 kg O_2, 720 kg d'azote sous forme ammoniacal et une petite quantité de phosphore (environ 115 kg). La production de biomasse s'élèvera à 5664 kg. Il apparaît évident que la disponibilité en oxygène est le facteur limitant de ce type de traitement. Ceci prend d'autant plus d'importance que les substrats ne sont pas nécessairement accessibles aux microorganismes et que l'eau ajoutée pour régulariser l'humidité diminue l'accessibilité de l'oxygène aux microorganismes. Enfin, il faut considérer que la solubilité maximale de l'oxygène dans l'eau est de 40 ppm. La grande production de biomasse est due au métabolisme aérobie qui génère beaucoup de croissance. Pour solutionner ce type de problème, diverses solutions ont été envisagées. Par exemple, l'injection d'oxygène directement dans le sol ou encore l'addition de petite dose de H_2O_2. Des méthodes plus sophistiquées utilisant des catalyseurs chimiques permettant un relargage contrôlé de l'oxygène moléculaire sont actuellement à l'essai dans certains laboratoires.

Procédés biotechnologiques pour le traitement des sols contaminés

Il est évident que les microorganismes ont un rôle important à jouer dans la détoxification des sols. De plus, il est reconnu que les microorganismes peuvent s'adapter à des environnements extrêmement défavorables et métaboliser des structures chimiques très diverses. Ainsi, il est tout à fait plausible de croire en l'utilisation des microorganismes pour la détoxification. Cependant, beaucoup de travail d'optimisation reste à faire si l'on désire accélérer les processus biologiques se produisant naturellement dans les sols .

Les données montrant des applications de détoxification de sols contaminés sont encore peu nombreuses. Toutefois, il est concevable que certaines techniques puissent être utilisées dans le but de produire des biomasses adaptées ou accélérer le taux de métabolisation. Parmi ces techniques, notons;

1) le traitement *in-situ* des sols
2) l'enrichissement sélectif de cultures pures ou mixtes adaptées à la dégradation de produits toxiques et l'application *in-situ* de ces microorganismes ou enzymes.
3) l'extraction des contaminants du sol et le traitement subséquent en bioréacteur.
4) l'utilisation de bioréacteur pour le traitement du sol ou des boues.

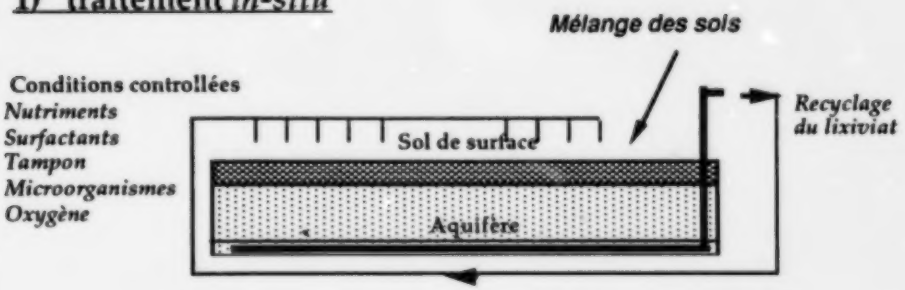
Dans le premier cas le sol est traité directement ou suite à une excavation et entreposage dans un site imperméabilisé. Cette approche est applicable pour le traitement des sols contaminés par des produits

relativement biodégradables,tels que les résidus pétroliers, huiles et graisses (Loehr, Ryan et al. 1987; Lynch and Genes 1989). L'addition de source d'azote, de phosphore et de potassium ainsi que d'agents tensio-actifs est réalisée dans le but d'accélérer le processus de biodégradation. De plus, l'injection d'oxygène permet d'accélérer le taux de biodégradation (McCarty 1987). La nature des sols est souvent un facteur qui réduit l'applicabilité de cette technique.

Dans le deuxième système on utilise les outils de la biotechnologie notammant de la biologie moléculaire pour produire des microorganismes ou des enzymes ayant la capacité d'accélérer les vitesses de biodégradation des contaminants considérés récalcitrants. L'enrichissement sélectif de souches pures ou de mélange de microorganismes consiste à alimenter le substrat à décomposer comme seule source de carbone. Ainsi, les microorganismes possédant la capacité de tolérer ou de dégrader ce substrat seront rapidement dominants. Le succès de la technique d'enrichissement dépend de plusieurs facteurs. Premièrement, il est essentiel de choisir une bonne source de microorganismes. L'utilisation d'un inoculum provenant d'un site contaminé ou provenant de boues industrielles permet d'obtenir une plus grande variété de caractéristiques génétiques qui pourront par la suite être exprimées lors de l'enrichissement. Ainsi, il a été rapporté que plus la source d'inoculum est riche et variée, plus l'enrichissement a des chances de réussir (Chakrabarty 1978; Chakrabarty, Friello et al. 1978). Ensuite, il est essentiel d'isoler les microorganismes qui peuvent tolérer les composés que l'on désire dégrader. Ces souches pures sont ensuite adaptées dans un milieu de culture minimum avec des concentrations variables du produit à dégrader. Le composé à dégrader devra être le plus pur possible afin d'éviter l'expression de voies de biosynthèse non désirée ou produisant des intermédiaires toxiques. L'obtention de souches pouvant croître sur une source de carbone simple sans perdre sa capacité de dégrader la molécule récalcitrante est un avantage majeur. Ainsi ces microorganismes pourront être produits en grande quantité dans des fermenteurs et par la suite être utilisés pour la détoxification. Ce type de souche a récemment été isolée dans nos laboratoires. Ce "*superbug*" a la capacité de croître en même temps sur l'herbicide 2,4-D et sur du glucose! (Greer, Hawari et al. 1989). Cette caractéristique remarquable rend possible la production en masse de cette bactérie et son utilisation pour le traitement *in-situ* de sol contaminé.

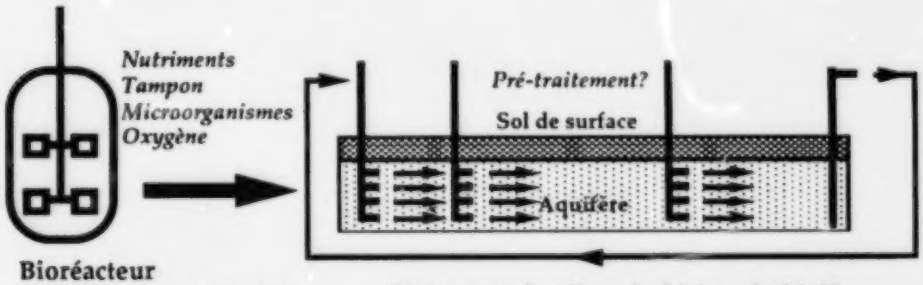
Dans le troisième système, on extrait les polluants pour ensuite les traiter par un procédé biologique. Cette étape peut se faire dans un bioréacteur spécifiquement conçu pour cette fin ou encore en utilisant un sytème de boues activées existant. Il est aussi possible de pré-traiter le lixiviats par des méthodes chimiques ou photochimique. Ce concept est exploité à l'Institut de recherche en biotechnologie pour la détoxification de sol contaminés par des BPC fortement chlorés. Ce type de procédé sera discuté plus en détail dans la section suivante.

1) traitement *in-situ*



Traitement des sols *In-situ* (aerobie ou anaerobie ??)

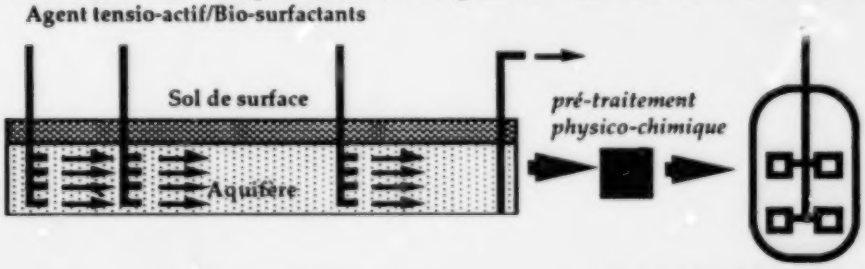
2) Enrichissement sélectif en bioréacteur et traitement in-situ du sol



Bioréacteur (enrichissement sélectif)

Traitement in-situ *aérobie/anaérobie??*

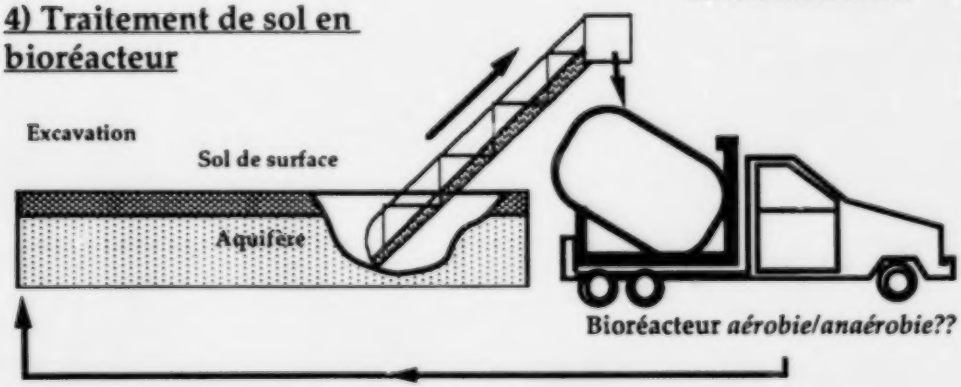
3) Extraction des produits toxiques et traitement en bioréacteur



Traitement in-situ

Détoxification en bioréacteur *aérobie/anaérobie??*

4) Traitement de sol en bioréacteur



Bioréacteur *aérobie/anaérobie??*

Les technologies de traitement biologique des sols rendent nécessaire l'utilisation de bioréacteurs . Parmi les bioréacteurs utilisant les lixiviats notons les réacteurs à biofilm, les réacteurs à lit fluidisé et les réacteurs complètement mélangés (Enger and Heijnen 1988; Holladay, Hancher et al. 1978; Krumme and Boyd 1988; Salkinoja-Salonen, Hakulinen et al. 1988). Les réacteurs à film-fixé sont très performants lorsque le composé à détoxifier représente un certain niveau de toxicité. Dans ce cas le film bactérien procure une protection aux microorganismes. Ce sytème est préférable lorsqu'on doit utiliser une population adaptée de microorganismes. Dans le cas du lit fluidisé, qui est aussi un réacteur à film bactérien, le substrat à traiter est pompé de façon à circuler de bas en haut à travers un support solide à une vitesse suffisante pour induire un mouvement vertical des particules. Les particules solides utilisées peuvent être du sable, du charbon activé, ou des matières synthétiques. Chaque particule solide devient alors un support pour la croissance des microorganismes. Le grand avantage des supports solides fluidisés, est leur capacité à augmenter considérablement le rapport surface/volume. Ainsi, avec du sable le rapport surface/volume peut atteindre 3000 m^2/m^3, ce qui est de 10 à 20 fois supérieur au système à biofilm. Ce type de réacteur offre également d'autres avantages, comme celui d'éviter les problèmes opérationnels reliés aux pertes de charge et au colmatage. De plus, étant donné le fait que les microorganismes sont attachés à un support, une plus grande concentration de substrat pourra être traité par unité de volume. Ce dernier point sera essentiel pour l'enrichissement de population adaptée à la dégradation de composés très récalcitrants, un temps de contact plus long entre le substrat et les microorganismes est requis.

Finalement le quatrième système consiste à traiter directement le sol dans un bioréacteur. Contrairement aux autres techniques cette approche permet de fonctionner 12 mois par année. Le développement de bioréacteur pour le traitement des solides après excavation est un nouveau concept très prometteur. Les premiers essais de fermentation en milieu solide ont été réalisés pour la décomposition de la cellulose en sucre. Ces travaux ont mis en évidence les problèmes de transfert de masse et de chaleur associés à la faible quantité d'eau. Dans le cas du biotraitement des sols et autres résidus de nature solide, il s'agit de fournir les meilleures conditions environmentales aux microorganismes indigènes. Ainsi, l'augmentation du degré de mélange, le contrôle de l'humidité du sol ainsi que le contrôle du pH et des nutriments disponibles permet d'augmenter significativement l'activité des microorganismes du sol. L'enrichissement des populations bactériennes par l'utilisation de microorganismes et d'enzymes spécialisés est aussi possible.

Pré-traitement physico-chimique des contamiants suivi d'une biodégradation (Procédé IRB)

Plusieurs contaminants (Ex: BPC) sont très résistants à la biodégradation et empèchent l'utilisation de technologie *in-situ*. Pour faire face à ces problèmes, il est nécessaire d'appliquer un prétraitement à ces molécules afin de les rendre "biodégradables". Dans le cas de sol contaminés par des BPC fortement chlorés (Aroclor 1248, 1254 et 1260),il est nécessaire d'enlever une partie des atomes de chlore pour rendre ces molécules biodégradables. Ainsi le procédé développé par l'IRB est composé de trois phases (figure 3):

1) l'extraction en phase aqueuse des contaminants et l'adsorption subséquente sur des polymères hydrophobiques.

2) La désorption des BPC avec une solution aqueuse suivie d'une déchlorination photochimique à l'aide d'un agent sensibilisateur adéquat.(Hawari et Samson, Brevet en préparation).

3) La bioconversion des biphényls formés par des microorganismes spécialisés.

Les BPC sont des molécules très hydrophobiques mais extrêmement mobiles lorsque la tension de surface du solvant change. Par exemple, la solubilité de l'aroclor 1254 dans l'eau pure est inférieure à 10 ppb alors qu'en présence d'agents tensio-actifs (Ex: Triton X-100, 0.25%) elle atteint 800 ppm à 35°C.(Cseh, Sanschagrin et al. 1989). Cette caractéristique est la base d'un procédé d'extraction en milieux aqueux développé à l'IRB. La figure 4 montre certains résultats obtenu à partir d'un sol contaminé par 800 ppm d'aroclor 1254. Ainsi avec l'aide d'agent tensio-actif, la concentration des sols passe de 800 ppm à moins de 100 ppm en moins de 4 jours. Il faut noter que cettte expérience a été réalisée en utilisant une phase d'extraction. L'utilisation d'un extracteur multi-phases permet d'atteindre un niveau résiduel d'environ 10 ppm.

Le succès de ce procédé d'extraction dépend de l'efficacité et du coût du biosurfactant utilisé. Dans ces essais, du lisier de porc fermenté anaérobiquement en combinaison avec 0.2% de sodium dodécylsulfate a permis de produire une solution très efficace pour l'extraction des composés halogénés (Cseh, Sanschagrin et Samson, Brevet Canadien #595,342). L'adsorption des BPC est par la suite effectuée sur des substances polymériques telles le Manosil™, le silicone ou certaines résines neutres. A titre d'exemple la figure 5 montre l'efficacité d'adsorption de certains des polymères utilisés (Cseh, Sanschagrin et al. 1989)

Figure 3: Procédé IRB pour le traitement des sols contaminés par des BPC

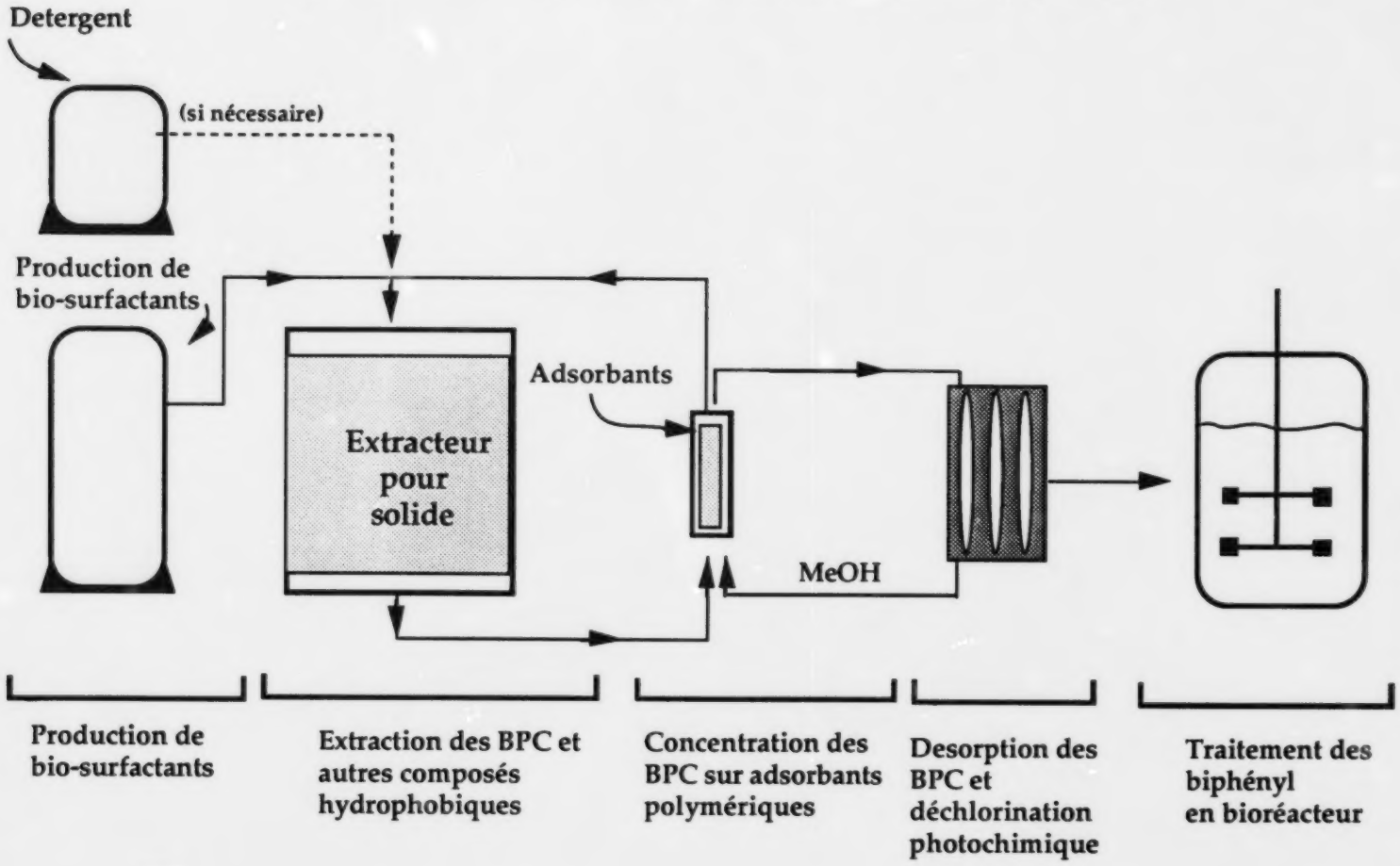


Figure 4: Enlèvement des BPC d'un sol contaminé par de l'aroclor 1254

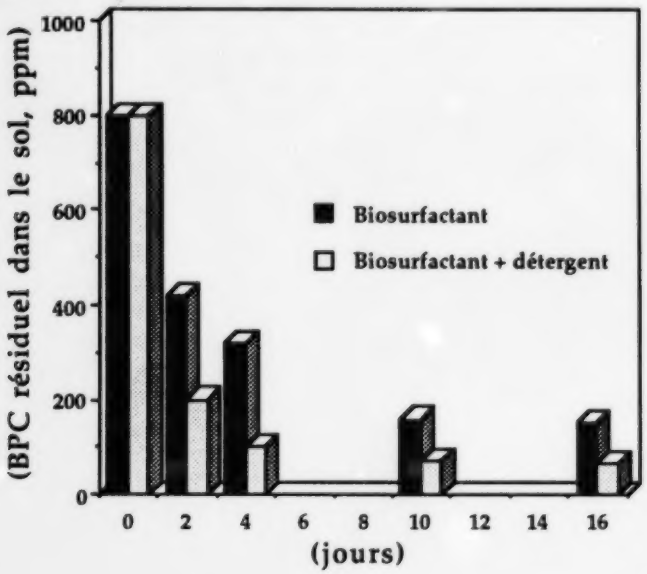
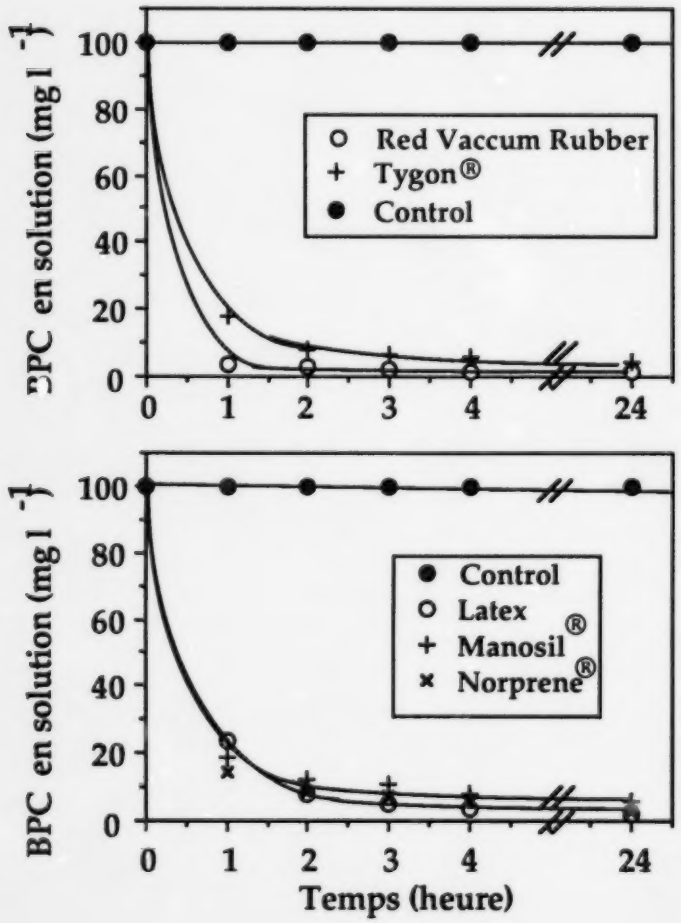


Figure 5: Adsorption des BPC par des polymères



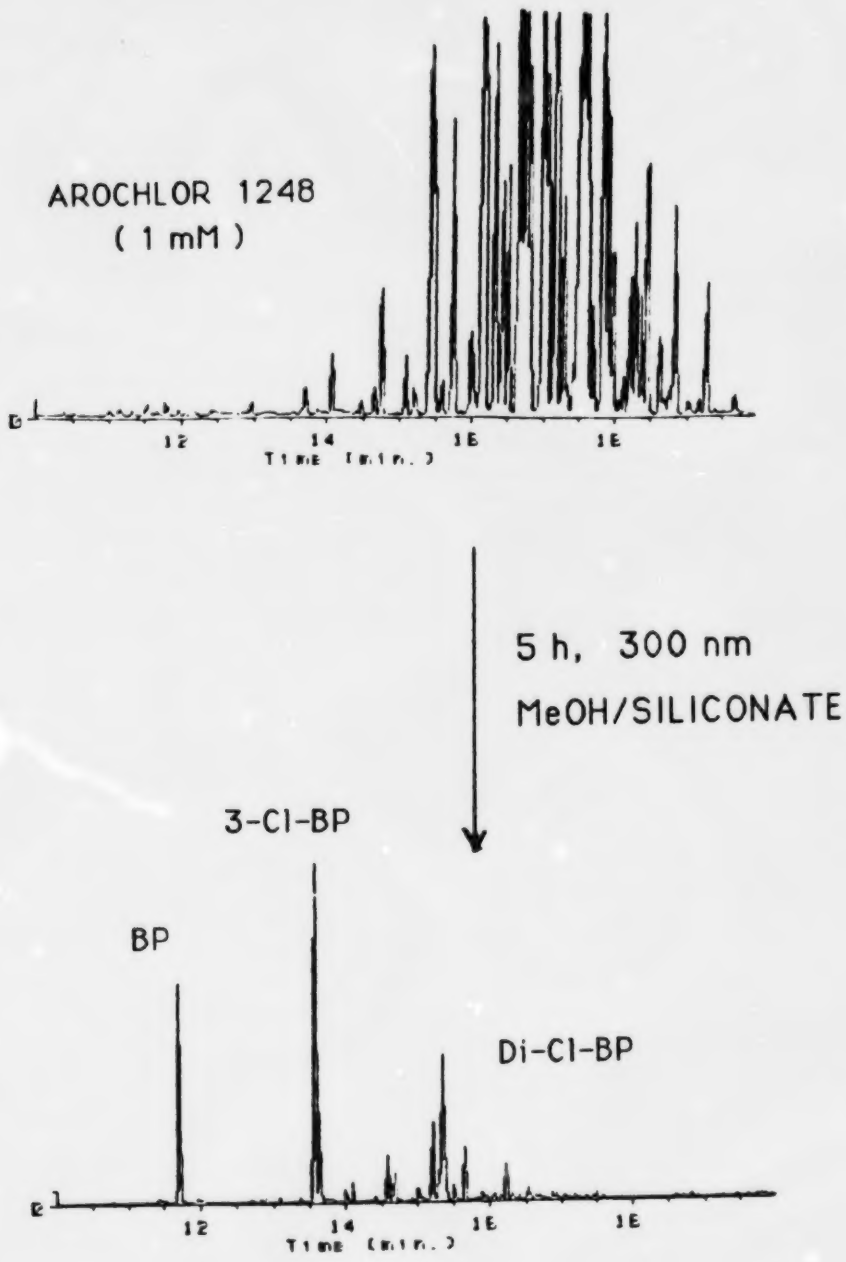
Ainsi l' adsorption de plus de 99% des BPC extraits du sol est réalisable en moins de 2 heures. La capacité d'adsorption des polymères étudiés étaient très importante et permet de concentrer les BPC d'un grand volume de sol. Tout comme pour l'extraction des BPC du sol,l'adsorption sur des polymères hydrophobiques peut être amélioré avec l'utilisation d'un système d'adsorption multi-phases. Après que les BPC ont été adsorbés sur les polymères, ils peuvent par la suite être extraits par des solvants tels le méthanol alcalin pour ensuite être traités par le photoréacteur. Ce procédé d'extraction en milieux aqueux offre beaucoup d'avantages en comparaison avec les systèmes utilisant des solvants organiques. Ces avantages sont les suivants:

1) Il n'utilise pas de solvant inflammable
2) Il utilise une solution de biosurfactants peu coûteuse
3) Il n'endommage pas la structure des sols
4) Les contaminants adsorbés peuvent ensuite être traités par plusieurs autres technologies

L'utilisation d'un photoréacteur permet ensuite la déchloriation des BPC. Les BPC sont des molécules qui absorbent fortement les rayons UV entre 250 et 300 nm. L'énergie fournie à ces molécules leur permet d'atteindre un état d'excitation qui permet l'échange des atomes de chlore avec des atomes d'hydrogène. Il est aussi reconnu que plus les BPC sont riches en atomes de chlore, plus ils absorbent les radiations ultra-violettes. De plus les reactions de photodécomposition ne se réalisent en milieu aqueux que si des agents sensibilisateurs sont présents (Liberti, Brocco et al. 1978). Parmi ces agents notons, le methylsiliconate,le borohydride et les oxydes de titanium et de silices. La description des mécanismes radicalaires prenant place durant les réactions de photodéchlorination dépassent le cadre de ce travail et ne seront pas abordés ici. La figure 6 montre des résultats obtenus à partir d'aroclor 1248 traité pendant 5 heures avec une lampe au mercure irradiant à 300 nm. Le milieu réactionnel était composé d'une solution de méthanol contenant du méthylsiliconate comme agent sensibilisateur.

Les résultats montrent que seulement le 3-chlorobiphenyl et le biphenyl sont obtenus en quantité importante et qu'une petite concentration de di-chloro biphényl est produite. Des modifications du pH, de la température et du type de sensibilisateur permettent d'obtenir le biphényl comme unique produit de la photodégradation. Des travaux sont en cours à ce sujet

Figure 6: Photodécomposition d'un mélange d'aroclor 1248 par des rayons UV à 300nm en présence de méthylsiliconate



La solution de biphényl produite lors de la réaction de photodéchlorination peut être traitée de plusieurs façon. Il est connu que les biphényls sont utilisables par les bactéries et les champignons comme source de carbone (Ahmed and Focht 1973; Cox and Golbeck 1985; Gibson 1968; Parsons, Sijm et al. 1988). Ainsi si le milieu contenant les biphényls est retourné dans le sol il est probable que ces composés seront dégradés en CO_2 et H_2O. La biodégradation des biphényls est aussi réalisable à l'aide de cultures spécialisées en bioréacteur ou encore dans les équipements de traitement des eaux existants sur le site de décontamination.

Conclusions

En conclusion, l'utilisation des biotechnolgies pour le traitement des sols, sédiments et autres résidus solides représente une alternative sécuritaire pour l'environnement et relativement facile à mettre en oeuvre. Toutefois, l'applicaion des systèmes biologiques s'avère problématique lorsque plusieurs contaminants récalcitrants sont à détoxifier. Avec l'utilisation combinée de prétraitement physico-chimique et de système de traitement biologique, il est maintenent possible de détoxifier des sols, sédiments et autres résidus solides contaminés par des produits tels les BPC, les HAP et les MAH. Ce type d'approche combinant l'ingénierie, la chimie et la biologie offre de nouveaux horizons à ceux cherchant des alternatives viables pour le traitement de grands volumes de solides contaminés par des substances toxiques.

Remerciement

Les auteurs tiennent à remercier les Drs. Tibor Cseh, Jalal Hawari et Charles Greer et les autres membres du groupe de Génie de l'environnement de l'Institut de recherche en biotechnologie sans qui le développement du procédé IRB aurait été impossible.

Références

Ahmed, M. and D. D. Focht. (1973). "Oxidation of polychlorinated biphenyls by *Achromobacter* pCB." Bull. Environ. Contam. Toxicol. **10**: 70-72.

Alexander, M. (1973). "Nonbiodegradable and other recalcitrant molecules." Biotechnol. Bioeng. **15**: 611-647.

Alexander, M. (1981). "Biodegradation of chemicals of environmental concern." Science. **211**: 132-138.

Atlas, R. M. (1987). Biodegradation of hydrocarbons in the environment. Environmental Biotechnology. New York, Plenum Press.

Brunner, W., F. H. Sutherland and D. D. Focht. (1985). "Enhanced biodegradation of polychlorinated biphenyls in soil by analog enrichment and bacterial inoculation." J. Environ. Qual. **14**: 324-328.

Cerniglia, C. E., G. L. White and R. H. Heflich. (1985). "Fungal metabolism and detoxification of polycyclic aromatic hydrocarbons." Arch. Microbiol. **143**: 105-110.

Chakrabarty, A. M. (1978). "Molecular mechanisms in the biodegradation of environmental polluants." ASM News. **44**: 687-690.

Chakrabarty, A. M., D. A. Friello and L. H. Boop. (1978). "Transposition of plasmid DNA segments specifying hydrocarbon degradation and their expression in various microorganisms." Proc. Natl. Acad. Sci. **75**: 3109-3112.

Cox, J. C. and J. H. Golbeck. (1985). "Hydroxylation of biphenyl by *Aspergilus parasiticus*: approaches to yield improvement in fermenter cultures." Biotechnol. Bioeng. **27**: 1395-1402.

Cseh, T., S. Sanschagrin, J. Hawari and R. Samson. (1989). "Adsorption-Desorption characteristics of PCBs on various polymers commonly found in laboratories." Appl. Environ. Microbiol. : (in press).

Daley, P. S. (1989). "Cleaning up sites with on-sites process plants." Environ. Sci. Technol. **23**(8): 912-916.

Enger, W. A. and J. J. Heijnen. (1988). "Review on the application of anaerobic fluidized bed reactors in wastewater treatment." Biotec. **2**: 89-111.

Fewson, C. A. (1988). "Biodegradation of xenobiotic and other persistent compounds: the causes of recalcitrance." Tibtech. **6**: 148-153.

Focht, D. D. (1987). Performance pf biodegradative microorganisms in soil: Xenobiotic chemicals as unexploited metabolic niches. Environmental Biotechnology. New-York, Plenum Press.

Gibson, D. T. (1968). "Microbial degradation of aromatic compounds. Metabolic pathways reveal a general formula for the degradation of several aromatic compounds." Science. **161**: 1093-1097.

Gibson, D. T. (1978). Microbial transformation of aromatic polluants. Aquatic pollutants: Transformation and biological effects **1**, Academic press, Oxford.187-202

Greer, C. W., J. Hawari and R. Samson. (1989). "Influence of physico-chemical factors on the degradation of 2,4-dichlorophenoxyacetic acid by a *Pseudomonas* sp. isolated from peat moss." Appl. Environ. Microbiol. **In Press**:

Haines, J. R. and M. Alexander. (1975). "Microbial degradation of high molecular weight alkanes." Appl. Microbiol. **28**(6): 1084-1085.

Holladay, D. W., C. W. Hancher, C. D. Scott and D. D. Chilcote. (1978). "Biodegradation of phenolic waste liquors in stirred-tank, packed-bed, and fluidized-bed bioreactors." J. WPCF. **50**: 2573-2589.

Hughes, D. E. and P. McKenzie. (1975). "The microbial degradation of oil in the sea." Proc. Royal Soc. London Ser. B. **189**: 375-390.

Kiyohara, H., N. Takizawa, T. Uchiyama, H. Ikarugi and K. Nagao. (1989). "Degradability of polychlorinated phenols by bacterial populations in soil." J. Ferment. Bioeng. **67**(5): 339-344.

Krumme, M. L. and S. A. Boyd. (1988). "Reductive dechlorination of chlorinated phenols in anaerobic upflow bioreactors." Wat. Res. **22**(2): 171-177.

Lee, M. D., J. M. Thomas, R. C. Borden, P. B. Bedient, C. H. Ward and J. T. Wilson. (1988). "Biorestauration of aquifers contaminated with organic compounds." CRC Crit. Rev. Environ. Control. **18**(1): 29-89.

Liberti, A., D. Brocco, A. Alligrini, A. Cicinato and M. Possannizzi. (1978). "Solar and UV photodecomposition of 2,3,7,8 tetrachlorodibenzo-*p*-dioxin in the environment." Sci. Total Environ. **10**: 97-101.

Loehr, R. C., J. R. Ryan and J. E. Rucker. (1987). "Land treatment is viable technology for reducing petroleum-waste toxicity and migration potential." Oil & Gas J. Technol. **85**: 40-43.

Lynch, J. and B. R. Genes. (1989). Land trearment of hydrocarbons contaminated soils. Petroleum contaminated soils. Chelsea, Michigan, Lewis Publishers, Inc.

McCarty, P. L. (1987). Bioenginnering issues related to in-situ remediation of contaminated soils and groundwater. Environmental Biotechnology. New York, Plenum Press.

Mikesell, M. D. and S. A. Boyd. (1988). "Enhancement of pentachlorophenol degradation in soil through induced anaerobiosis and bioaugmentation with anaerobic sewage sludge." Environ. Sci. Technol. **22**(12): 1411-1414.

Mirsatari, S. G., M. M. McChesney, A. C. Craigmill, W. L. Winterlin and J. N. Seiber. (1987). "Anaerobic microbial dechlorination: An approach to on-site treatment of toxaphene-contaminated soil." J. Environ. Sci. Health. **B22**(6): 663-690.

Parsons, J. R., D. T. Sijm, A. van Laar and O. Hutzinger. (1988). "Biodegradation of chlorinated biphenyls and benzoic acids by a *Pseudomonas* strain." :

Paul, E. A. and F. E. Clark. (1989). Soil microbiolgy and biochemistry. San Diego, CA, Academic Press.

Salkinoja-Salonen, M. S., R. Hakulinen, R. Valo and J. Apajalahti. (1988). "Biodegradation of recalcitrant organochlorine compounds in fixed film reactors." Wat. Sci. Tech. **15**: 309-319.

EFFECT OF WATER TREATMENT PROCESSES ON CONCENTRATIONS OF ASSIMILABLE ORGANIC CARBON

by
P.M. Huck, P.M. Fedorak[1] and W.B. Anderson
Departments of Civil Engineering and [1]Microbiology
University of Alberta, Edmonton, Alberta

ABSTRACT

Within the last few years techniques have been developed to measure the easily biodegradable organic material in drinking water. One way of expressing these results is in terms of Assimilable Organic Carbon (AOC) concentration. This paper presents data, obtained using the van der Kooij AOC method, from a pilot plant study of biological drinking water treatment in Edmonton, Alberta. The raw water source is the North Saskatchewan River. The pilot plant incorporates a common pre-treatment section consisting of coagulation, flocculation and sedimentation. Following this, the flow is split, with half going to each of two ozone contactors. Following each ozone contactor the flow is split between two dual-media filters which operate at different hydraulic loading rates. Each filter is followed by a granular activated carbon (GAC) contactor equipped with sampling ports at various depths. This configuration allows the evaluation of the most important operating variables in biological treatment: ozone dosage, hydraulic loading rate and contact time.

With the exception of the GAC step the plant has been operated for a six month period, allowing trends in the data to be discerned. Raw water AOC levels have been higher in summer than in winter. Good removals of AOC were achieved during sedimentation in summer, compared to almost no removal in winter. Increases in AOC concentrations were seen following ozonation, but the effect of dosage was found to be seasonally dependent. All of these results suggest a change in the character of the raw water organic matter during the course of a year. Lower hydraulic loading led to better AOC removals in the dual media filters, however except for early runs AOC removals appeared to be independent of ozone dosage. The effluent AOC levels from the GAC contactors were generally quite low.

INTRODUCTION

With one or two exceptions, biological treatment of drinking water is not currently practised in Canada or the United States. Reasons for its re-introduction in European practice include the generally poorer surface water quality, particularly with respect to ammonia concentrations, than in North America, and a concern for disinfection by-products other than trihalomethanes (THMs) (Huck, 1988). The poorer water quality, and to some extent greater aesthetic demands of European consumers, has already led to the introduction of granular activated carbon in some waterworks, for the removal of either specific organic contaminants or taste and odor causing compounds. The existence of GAC and the use of ozone for similar reasons facilitated their combination in the so-called "biological activated carbon (BAC) process."

The ozonation of raw water organic matter leads to an increase in the concentration of easily biodegradable or assimilable organic carbon. In some cases these increases can be quite substantial (van der Kooij et al., 1982, 1989; van der Kooij, 1987a; Janssens et al., 1985, Gerval and Bablon, 1987).

Although the role of ozone in improving the biodegradability of organic matter is not in doubt, disagreement exists as to whether an adsorbing support medium such as activated carbon provides improved biodegradation over a non-adsorbing support medium such as sand (Huck, 1988). Some of the superior performance observed for GAC in comparison with sand may be attributable to physical characteristics relevant for bacterial attachment such as roughness, rather than to adsorptive properties.

The overall objective of the study was to conduct process optimization for biological treatment of drinking water. Specifically, it was desired to determine the range of process conditions capable of producing substantial removals of both total and assimilable organic carbon, with acceptable levels of biomass in the process effluent. The reduction in disinfectant demand and therefore byproduct formation was also evaluated. This paper describes the experimental design, and presents results obtained with the van der Kooij AOC method.

Assimilable Organic Carbon

Assimilable organic carbon (AOC) is defined as that portion of the total organic carbon (TOC) which can be rapidly metabolized by bacteria (i.e. is readily biodegradable). The removal of this form of carbon is of particular importance to the water treatment industry in that the amount of AOC reaching the distribution system can be linked to growth of microorganisms within the system. This influences the disinfectant dose

required at the treatment plant such that a residual will be maintained until the water reaches the consumer's tap.

At the very low levels of AOC involved the forms of carbon cannot be distinguished chemically. As well, they often cannot be measured through differences in TOC concentration before and after treatment. Therefore some form of microbiological test method must be utilized.

Several such methods are now available, some having been developed quite recently. The methods are reviewed in detail by Huck (1988) and by Huck et al. (1989). The microbiological methods do not provide a direct measurement of biodegradable carbon. Rather they measure bacterial growth by one means or another and make a conversion to organic carbon. The original AOC method was developed by van der Kooij in the Netherlands (van der Kooij et al., 1982).

The van der Kooij AOC Method

The van der Kooij method determines AOC in a water sample by measuring the growth of a specific bacterium. A strain of *Pseudomonas fluorescens* is used. The selected isolate (strain P17) was obtained from drinking water and represented biotype 7.2 which occurs commonly in drinking water, surface water and groundwater (van der Kooij et al., 1982).

This method involves several steps beginning with the destruction of the vegetative cells in a water sample to be tested by heating the sample to 60°C in a water bath. Following this the sample is transferred to an oven which is maintained at 60°C for 30 minutes. After cooling, the sample is inoculated with the precultured cells of P17 and incubated at 15°C without shaking until the maximum number (N_{max}) of colony forming units per mL (CFU/mL) is attained. Growth of the strain P17 is determined by periodic (usually daily) colony counts. Van der Kooij et al. (1982) have reported a good correlation between the maximum number of CFU/mL and the concentration of sodium acetate added to a tap water. This correlation (which should be established by each user of the method) allows test results to be expressed as µg acetate C equivalents/L.

Although a single organism cannot utilize all biodegradable compounds in a given water sample, the AOC which is accounted for by the *Pseudomonas* strain utilized includes many of the easily biodegradable compounds: amino acids, carboxylic acids, hydrocarboxylic acids, alcohols and carbohydrates (polysaccharides excluded) (van der Kooij et al., 1982). A notable exception is oxalic acid, which is one of the compounds frequently produced during ozonation. A *Spirillum* species capable of using oxalate has been identified (van der Kooij and Hijnen, 1984), and this is now incorporated into the test

procedure. Results with a *Flavobacterium* species capable of utilizing glycerol and a number of oligo- and polysaccharides have also been reported (van der Kooij and Hijnen, 1985; van der Kooij, 1987a).

The van der Kooij AOC method was selected for use in this study, since it has been the most widely reported and it requires relatively little equipment. It is also planned to conduct parallel analyses using the turbidimetric approach of Werner (Werner and Hambsch, 1986). This paper presents results only for the method of van der Kooij however, as the apparatus for the Werner method had not yet become operational at the time of writing.

MATERIALS AND METHODS

Pilot Plant

Raw water for the pilot plant was obtained from the North Saskatchewan River at the Rossdale Water Treatment Plant intake in Edmonton, Alberta, Canada. All materials in contact with water from that point on to the sampling points were stainless steel, glass or a fluorocarbon to prevent organic contamination.

A pilot plant block diagram and flow schematic are shown in Figures 1 and 2 respectively and the operating parameters for each of the treatment steps are summarized in Table 1. The treatment process consists of a common pretreatment followed by four parallel filtration trains. The common pretreatment comprised: 1) screening to remove small stones, leaves, etc.; 2) presedimentation to remove sand and other coarse particulates; 3) coagulation with polyaluminum chloride in a rapid mixer; 4) flocculation in three stages with tapered velocity gradients; 5) sedimentation in a parallel plate settler, and; 6) settled water storage. Samples could be obtained following each process step.

Settled water was then pumped into one of two ozone contactors operating in a counter-current mode. Ozone application is discussed in the next section. Contact time within each contactor was 10 minutes, following which the ozonated water was pumped to one of the four anthracite/sand filters.

Filtration was carried out in the constant rate, variable head mode. The filters were backwashed whenever effluent turbidity exceeded 0.5 NTU or every 24 hours, whichever occurred first. Effluent turbidity typically ranged from 0.2 to 0.3 NTU.

Filtered water was then pumped to the GAC contactors which were also operated in the constant rate mode. GAC bed depth in the contactors was approximately 2.7 m. Contactors 1 and 3 received hydraulic loadings of 4 m/h and contactors 2 and 4 received loadings of 8 m/h. The columns with the higher loadings were provided with 6 sampling

ports representing contact times from 2.0 to 20.9 minutes while the columns with the lower loadings were provided with 8 sampling ports representing contact times from 2.0 to 39.7 minutes. All four contactors could be sampled following 2.0, 5.4, 12.2 and 15.7 minutes of empty bed contact time (EBCT) and at the GAC contactor influent position.

For each stream, the anthracite/sand filters and GAC contactors were backwashed with effluent from that stream, stored in separate backwash water storage tanks.

Ozone

Ozone was prepared with a Union Carbide (Linde model SG-4060®) Ozone Generator using extra dry oxygen (99.6% minimum purity; <10 ppm moisture; <50 ppm THC as CH_4). Ozone dose was based on non-volatile organic carbon (NVOC) content with target ratios of 0.5 and 1.0 mg/L O_3 per mg/L NVOC in water entering the contactors. Concerns expressed by Gordon et al. (1987, 1988) concerning the determination of ozone gas-phase concentrations with the iodometric stripping-aqueous method approved in Standard Methods (APHA-AWWA-WPCF, 1985) resulted in the selection of a UV absorption method (International Ozone Association, 1987) for this measurement. Ozone in the gas phase was measured using a PCI Model HC-12 Ozone Monitor (PCI Ozone Corp., West Caldwell, New Jersey).

Ozone residual in the contactor effluent was measured using the indigo trisulfonate method as described by Bader and Hoigné (1981, 1982). Gordon et al. (1987, 1988) have identified this method as being superior to all others currently available, in that it is subject to fewer interferences. Additional advantages attributed to the method include its sensitivity, selectivity, accuracy, precision, speed and simplicity of operation (Gordon et al., 1988).

AOC Determinations

The yields established in our laboratory for P17 and NOX were 3.3×10^6 and 1.4×10^7 CFU/µg acetate C respectively. These agreed closely with the published values of 4.1×10^6 and 1.2×10^7 CFU/µg acetate C (van der Kooij et al., 1982). The method was utilized as described by van der Kooij et al. (1982) with the following exceptions. After sample collection, vegetative cells were destroyed by heating the 600 mL samples in a 90°C water bath for 5 min to facilitate a rapid rise to 60°C. The samples were transferred to a 60°C oven for 60 min. This varies from van der Kooij's method in that his samples are incubated for 30 min or 2 h. Samples were cooled to room temperature in an ice bath and seeded to a concentration of 50 to 500 CFU/mL with either the P17 or the NOX strain.

When a mixture of these two strains was used, the initial inoculum was 25 to 250 CFU/mL of each strain.

Samples of water were then removed from each flask, and spread plates on LLA agar of 0.1 mL of culture were set up in triplicate. The plates were then incubated at 28°C (as opposed to 25°C as indicated in van der Kooij's method) for 48 h and the colonies were counted. The flasks containing the water sample were incubated at 15°C (stationary) and spread plates were prepared approximately every 48 h from appropriate dilutions until the maximum number of CFU/mL (N_{max}) was obtained. All serial dilutions were made in 9 mL of 3 mM phosphate buffer (pH 7.2).

Chemical Analyses

Samples for non-volatile organic carbon (NVOC) were collected in 500 mL glass bottles, immediately acidified to pH 2 with sulfuric acid and sealed with Teflon®-lined caps (APHA-AWWA-WPCF, 1985). Samples were routinely analyzed within hours of collection but if this was not possible they were stored in the dark at 4°C. Prior to analyses, the samples were purged twice for a total of 8-10 min, with purified nitrogen, to remove most of the inorganic carbon contained in the sample. Analyses were performed in triplicate with a Dohrmann DC 80® TOC Analyzer (Xertex Corp., Santa Clara, CA) utilizing UV promoted persulfate oxidation followed by IR detection of the resulting carbon dioxide (APHA-AWWA-WPCF, 1985). The samples were analyzed for total carbon (TC) and for inorganic carbon (IC) and these values were subtracted to arrive at the NVOC concentration.

RESULTS AND DISCUSSION

The results discussed in this paper are for a period of approximately six months from February to August 1989. During that time eleven samplings were carried out on the pilot plant. Each sampling run consisted of samples obtained at different points in the process. Five of the first the six runs were carried out using only strain P17. Beginning on June 14 all runs used a mixture of strains P17 and NOX.

The AOC results for P17 and NOX are presented in Tables 2 and 3 respectively. The results show both seasonal and process trends which will be discussed below. Of particular note are the very high values measured on April 5, during the time of the spring runoff peak. The values were approximately 10 times higher than those recorded up to that time, and at least five times higher than those recorded subsequently.

Figure 3a shows a plot of NVOC and temperature as a function of sampling date for the raw water. Relatively low NVOC values of approximately 2 mg/L were observed during winter. These rose to values of approximately 13 mg/L at the peak of the runoff. Peaks of approximately 12 mg/L were observed again in mid July and early August, corresponding to prolonged rainfall events in the Edmonton area.

The winter temperature data are affected by the practice at the Rossdale Plant of blending once-through cooling water from an adjacent power plant with the raw water obtained directly from the river. In 1989 this blending was terminated on March 25. Water temperature increased to about 15°C in May, with a later decrease due to heavy rainfall. Peak values of approximately 25°C were reached in July and August. Figure 3b shows that, except for spring runoff, NVOC peaks were correlated with turbidity peaks caused by heavy rainfall events.

AOC data for the raw water are shown in Figure 4 as a function of sampling date. The raw water values (based on strain P17) lie in the range of 30 to 50 µg/L in the winter, increasing to over 100 µg/L in July and decreasing again somewhat during August. When both strains P17 and NOX were used, the AOC measured by the growth of P17 (AOC-P17) was always substantially higher than that measured by the growth of NOX (AOC-NOX) (Figure 5). Total AOC is taken to be the sum of AOC-P17 and AOC-NOX. Figure 4 indicates that NVOC peaks were not always accompanied by the same change in AOC. Much more easily biodegradable material was present in the spring peak.

Figure 6 shows the percentage removals of AOC by coagulation/flocculation/sedimentation. During the winter very little removal was achieved, whereas following spring runoff removals of approximately 80% were regularly obtained for both AOC-P17 and total AOC. While the raw water AOC levels had increased during this period over those in the winter, this change in the removal suggests a difference in the character of the raw water biodegradable organic matter.

The effect of ozonation on AOC levels is shown in Figures 7a through 7d. At the lower dose (Figures 7a and 7c) the expected increase over the post-sedimentation value (e.g. van der Kooij, 1987a) was always seen. At the higher dosage, an increase was always seen for AOC-NOX and usually for AOC-P17. The AOC-P17 values following ozonation were usually a factor of 2 or 3 higher than the levels following sedimentation. The levels were sometimes higher than in the raw water (Table 2), and the AOC-NOX portion was sometimes considerably higher (Table 3).

Figures 8a and 8b show the applied ozone dose in the two contactors, as mg/L and as mg O_3/mg NVOC, respectively. Because of instrument malfunctions, data are not available between April 5 and July 12. The residuals in the contactor effluents are shown

in Figure 8c. The highest absolute dosages occurred during the spring runoff (April 5), whereas the highest ozone:NVOC ratio was observed in the first two runs. This was partly due to the inability to operate the ozone generator at a sufficiently low rate for the low NVOC values encountered. In general, the applied dosages were above the target dosages, often by a factor of two. To some extent this can be attributed to changing raw water NVOC levels during the study. The residuals were often in the range of 0.5 to 1.0 mg/L, but several higher values were reported. An occasional anomalous result was observed, when the higher ozone dose appeared to produce a lower residual.

Figures 9a and 9b compare the effect of ozone dosage on the concentrations of AOC-P17 and AOC-NOX respectively. As with the raw water, a seasonal pattern is evident. In runs up to and including April 5 the lower ozone dosage produced higher levels of AOC assimilable by P17. The zero values recorded for the higher dose on February 23 and March 30 may be related to the high applied ozone dose ratio. It is possible that the higher dose of ozone produced products which were either toxic to P17 or not assimilable by that organism. The results beginning with April 24 generally show a higher level of AOC at the higher ozone dose. While the applied ozone dose ratios were lower during this time period, some of this change may also be due to the change in character of the raw water organic matter. On three of the four dates when both strains were tested, both AOC-P17 and AOC-NOX were higher in the same contactor.

Figures 10a and 10b show AOC-P17 and AOC-NOX values respectively for the effluents of Filters 1 and 2, which follow the ozone contactor applying the lower dose. The filter with the lower hydraulic loading (F1) did not always provide the expected better removals of AOC. Percentage removals for the two filters are compared in Figures 11a and 11b. Removals of AOC-P17 increased to approximately 100% in the summer, while removals of AOC-NOX ranged from approximately 60 to 80%.

Similar results were observed for Filters 3 and 4, which follow the higher ozone dosage contactor (Tables 2 and 3). Here the general trend was for better removal at the lower hydraulic loading rate (F3). In some cases the AOC-P17 value from F4 was actually higher than the influent value to that column. This may reflect either inhibition at the OZ2 sampling point or the fact that metabolic byproducts produced in the column were more usable by P17.

Figures 12 and 13 show the effect of ozone dosage, comparing Filters 1 and 3 and 2 and 4 respectively. Large differences between filters were sometimes seen. Percentage and absolute removals are shown in Figures 14 and 15. In early runs (AOC-P17 only), the percentage removal was higher in Filter 1, which followed the lower ozone dosage, than in Filter 3 (Figure 14a). The absolute amount removed was also greater (Figure 15a). In later

runs the percentage and absolute removals tended to be more equal. The pattern for Filters 2 and 4 was generally similar to that for Filters 1 and 3 (Tables 2 and 3).

During the summer very low values of AOC-P17 were produced by all four filters. AOC-NOX values were generally in the range of 20-40 µg acetate C eq/L, except for Filter 4 which sometimes produced values approaching 100 µg acetate C eq/L.

The limited data available for the carbon contactors (Tables 2 and 3) indicate generally similar effluent values for all four. The AOC-NOX values are lower, despite the fact that the AOC-NOX influent values are generally higher than the AOC-P17 influent values. Some removal may be due to adsorption. Total AOC values for August 30 approach the 10 µg/L level suggested by van der Kooij (1987b) as avoiding bacterial growth problems in the distribution system.

CONCLUSIONS

The following conclusions can be drawn based on this 6 month pilot scale investigation using the van der Kooij AOC method. These conclusions should be tempered by the knowledge that this method does not measure all of the biodegradable organic carbon.

1. AOC levels in the raw water varied seasonally, increasing in the summer period.
2. During winter, coagulation/sedimentation removed little AOC, whereas during the summer effective removal was obtained.
3. Ozonation usually increased AOC values, as expected. In the winter the higher ozone dose produced lower AOC values than the lower dose, whereas in the spring and summer the reverse was true.
4. Generally, high percentage removals of AOC were obtained in the dual media filtration step. At the lower filtration rate, AOC removal was generally more effective regardless of the ozone dose, but the difference was not always substantial.
5. Except for early runs, percentage and absolute AOC removals in the filtration step appeared to be independent of ozone dosage.
6. It is evident from several of the conclusions above that the character of the organic matter changed as a function of season. Optimum biological treatment will require that greater efforts be made to provide additional characterization of the raw water organic matter beyond global parameters such as TOC.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors wish to extend sincere appreciation to pilot plant engineer Mr. G. D. Milne and microbiology technicians Ms. K.S. Finch and Ms. C.K. Babichuck for their valuable contributions to the study. The authors would also like to acknowledge Dr. P. Toft, Health and Welfare Canada, for permission to use the pilot plant constructed as part of a previous study and Dr. D. van der Kooij who provided the P17 and NOX strains used in this study. As well, the authors would also like to acknowledge Calgon Carbon Canada Inc., Mississauga, Ontario who provided the granular activated carbon.

Funding for this project was provided by the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada (NSERC) in the form of a Strategic Grant and by the City of Edmonton (Water and Sanitation Department) in the form of services and material support.

REFERENCES

AWWA-APHA-WPCF (1985). Standard Methods for the Examination of Water and Waste Water. 16th Edition, A.E Greenberg, R.R Trussell, L.S. Clesceri and M.A.H. Franson, Eds.

Bader, H. and J. Hoigné (1981). Determination of Ozone in Water by the Indigo Method. *Water Res.*, 15: 449-456.

Bader, H. and J. Hoigné (1982). Determination of Ozone in Water by the Indigo Method: A Submitted Standard Method. *Ozone Sci. & Eng.*, 4(2): 169-176.

Gerval, R. and G. Bablon (1987). Reduction in Chlorine Demand by Combined Ozone/BAC Filtration. Proceedings, International Ozone Association's 8th Ozone World Congress, Zurich, Switzerland, pp. D77-D95.

Gordon, G., W.J. Cooper, R.G. Rice and G.E. Pacey (1987). Disinfectant Residual Methods. Report to the American Waterworks Association Research Foundation, Denver, Colorado (Order No. 90528) 741 p.

Gordon, G., W.J. Cooper, R.G. Rice and G.E. Pacey (1988). Methods of Measuring Disinfectant Residuals. *JAWWA*, 80(9): 94-108.

Huck, P.M. (1988). Use of Biological Processes in Drinking Water Treatment-Review of European Technology (Vol. 1). Report prepared for the Biotechnology Research Institute (National Research Council of Canada) under contract number 31949-6-005/01-SZ.

Huck, P.M., P.M. Fedorak, W.B. Anderson, G.D. Milne, K.S. Finch, C. Anders, D.W. Smith and D.T. Williams (1989). Role of Ozone in the Formation and Removal of Assimilable Organic Carbon in Drinking Water Treatment. In: Ozone in Water Treatment, Vol. 1 (Proceedings, International Ozone Association's Ninth Ozone World Congress, New York), L.J. Bollyky, (Ed.), pp. 29-44.

International Ozone Association (1987). Ozone Concentration Measurement in a Process Gas by UV Absorption. Standardisation Committee-Europe 002/87 (F), CIBE, 764 Chaussée de Waterloo, B-1180 Brussels, 2 p.

Janssens, J.G., J. Meheus and J. Dirickx (1985). Ozone Enhanced Biological Activated Carbon Filtration and its Effect on Organic Matter Removal, and in Particular AOC Reduction. *Water. Sci. Technol.*, 17(6-7): 1055-1068.

van der Kooij, D. (1987a). The Effect of Treatment on Assimilable Organic Carbon Drinking Water. In: Treatment of Drinking Water for Organic Contaminants (Proceedings, Second National Conference on Drinking Water, Edmonton, Alberta), P.M. Huck and P. Toft (Eds.). Pergamon Press, New York, pp. 317-328.

van der Kooij, D. (1987b). The Netherlands Waterworks Testing and Research Institute, KIWA Ltd., P.O. Box 70, 2280 AB Rijswijk, The Netherlands. Personal Communication.

van der Kooij, D. and W.A.M. Hijnen (1984). Substrate Utilization by an Oxalate-Consuming Spirillum Species in Relation to its Growth in Ozonated Water. *Appl. Environ. Microbiol.*, 47(3): 551-559.

van der Kooij, D. and W.A.M. Hijnen (1985). Determination of the Concentration of Maltose- and Starch-Like Compounds in Drinking Water by Growth Measurements With a Well-Defined Strain of a *Flavobacterium* Species. *Appl. Environ. Microbiol.*, 49(4): 765-771.

van der Kooij, D., W.A.M. Hijnen and J.C. Kruithof (1989). The Effects of Ozonation, Biological Filtration, and Distribution on the Concentration of Easily Assimilable Organic Carbon in Drinking Water. *Ozone Sci. & Eng.*, 11(3): 297-312.

van der Kooij, D., A. Visser and W.A.M. Hijnen (1982). Determining the Concentration of Easily Assimilable Organic Carbon in Drinking Water. *JAWWA*, 74: 540-545.

Werner, P. and B. Hambsch (1986). Investigations on the Growth of Bacteria in Drinking Water. *Water Supply* (Mulhouse), 4: 227-232.

Table 1. Pilot Plant Operating Parameters

Treatment Step	Parameter	Value
Raw water	Flow rate	45 L/min
Screening	Screen opening	3 mm
Presedimentation	Overflow rate	4.8 cm/min
	Detention time	8.3 min
Coagulation	Detention time	16 sec
	Polyaluminum chloride dosage	1-20 mg/L
Flocculation	Detention time	28 min (3 unit total)
	Velocity gradient	185, 40, 7/s
Sedimentation	Parallel plates	60° inclination
	Plate separation	5 cm
	Detention time	59.4 min
	Rise rate	1.14 cm/min
Settled water storage	Detention time	15 min
Ozonation	Detention time:	
	Contactor 1	10 min
	Contactor 2	10 min
	Applied dosage (target):	
	Contactor 1 to filters 1 & 2	0.5 mg/L ozone per 1.0 mg/L TOC
	Contactor 2 to filters 3 & 4	1.0 mg/L ozone per 1.0 mg/L TOC
Filtration	Anthracite depth	450 mm
	Effective size	1 mm
	Sand depth	300 mm
	Effective size	0.4 mm
	Hydraulic loading:	
	Columns 1 & 3	5 m/hr
	Columns 2 & 4	10 m/hr
GAC columns	Carbon:	
	Type	Filtrasorb® 400
	Effective size	0.55-0.75 mm
	Sieve size	12-40 (US Standard)
	Iodine number	1050 (min.)
	Pore volume	0.94 cc/g
	Uniformity coefficient	1.9 (max.)
	Particle density wetted in water	1.3-1.4 g/cc
	Total surface area (N2, BET method)	1050-1200 m2/g
	Bed depth:	
	Columns 1 & 3	2650 mm
	Columns 2 & 4	2780 mm
	Empty bed contact time:	
	Columns 1 & 3	2.0-39.7 min
	Columns 2 & 4	2.0-20.9 min
	Hydraulic loading:	
	Columns 1 & 3	4 m/hr
	Columns 2 & 4	8 m/hr

Table 2. Summary of AOC Results
from Growth of Pseudomonas fluorescens strain P17

Sample Location	Mean AOC Concentration (µg acetate C eq/L)									
	Feb. 23/89	Mar. 16/89	Mar. 30/89	Apr. 05/89*	Apr. 24/89§	May. 04/89	Jun. 14/89§	Jul. 12/89§	Aug. 16/89§	Aug. 30/89§
Raw water:	49±4	36±0	29	420	76	85	73	127	61	29
Post-sedimentation:	44±3	31±4	18	420	21	12	16	20	42	4
Post-ozone contactor 1:	127±4	82**	58	520	33	39	27	0.5	61	No growth
Post-ozone contactor 2:	No growth	67±4	No growth	330	25	133	88	6	73	4
Post-anthracite/sand filter 1:	105±15	25±5	22	290	4	24	13	0.1	0	0.04
Post-anthracite/sand filter 2:	79±4	64±4	-***	240	13	64	-	0.1	14	0.2
Post-anthracite/sand filter 3:	112±17	57±2	18	250	4	124	-	1	0	0.2
Post-anthracite/sand filter 4:	132±11	67±0	-	300	11	182	-	12	0	0.1
Post-GAC contactor 1:	-	-	-	-	-	26	-	8	13	6
Post-GAC contactor 2:	-	-	-	-	-	18	-	20	14	5
Post-GAC contactor 3:	-	-	-	-	-	33	-	11	9	5
Post-GAC contactor 4:	-	-	-	-	-	21	-	3	8	6

* Peak date of 1989 spring run-off, large numbers of bacteria survived pasteurization, AOC values are likely underestimated
** For samples where no replicates were taken results are reported without the standard deviation
*** Not sampled
§ Mixed inoculum (P17 and NOX added simultaneously)

Table 3. Summary of AOC Results from Growth of Sprillum strain NOX

Sample Location	Mean AOC Concentration (µg acetate C eq/L)**									
	Feb. 23/89	Mar. 16/89	Mar. 30/89	Apr. 05/89	Apr. 24/89§	May. 04/89	Jun. 14/89§	Jul. 12/89§	Aug. 16/89§	Aug. 30/89§
Raw water:	-*	-	-	-	16	-	13	59	24	13
Post-sedimentation:	-	-	-	-	9	-	7	22	31	5
Post-ozone contactor 1:	-	-	-	-	90	-	39	86	93	6
Post-ozone contactor 2:	-	-	-	-	100	-	52	33	290	13
Post-anthracite/sand filter 1:	-	-	-	-	29	-	16	19	22	7
Post-anthracite/sand filter 2:	-	-	-	-	23	-	-	42	34	16
Post-anthracite/sand filter 3:	-	-	-	-	32	-	-	33	22	13
Post-anthracite/sand filter 4:	-	-	-	-	28	-	-	100	93	26
Post-GAC contactor 1:	-	-	-	-	-	-	-	3	3	0.3
Post-GAC contactor 2:	-	-	-	-	-	-	-	6	4	1.0
Post-GAC contactor 3:	-	-	-	-	-	-	-	5	2	0.2
Post-GAC contactor 4:	-	-	-	-	-	-	-	8	4	1.4

* Not sampled

** Mixed inoculum (P17 and NOX added simultaneously)

Figure 1. Pilot Plant Configuration for Experiment 1

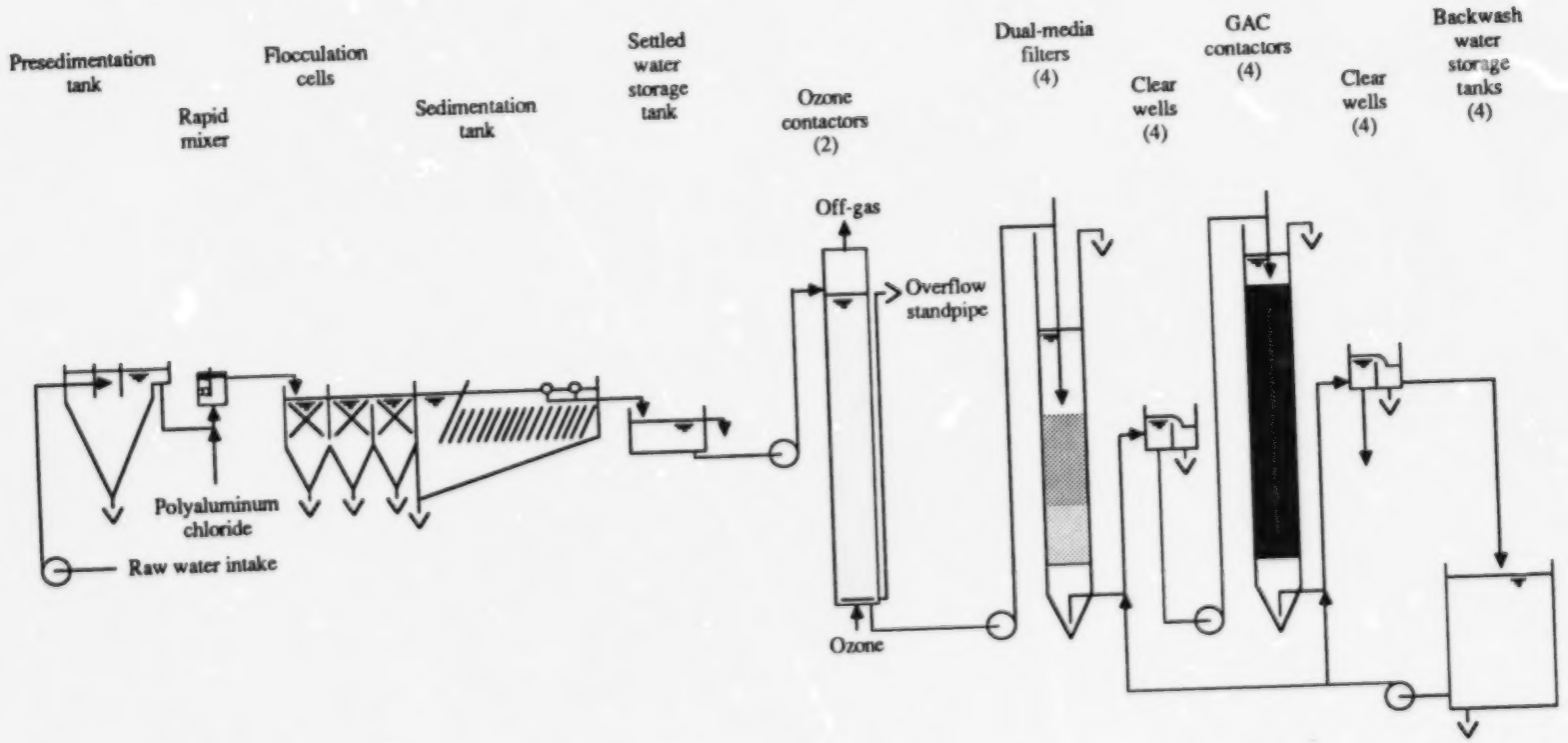


Figure 2. Pilot Plant Schematic

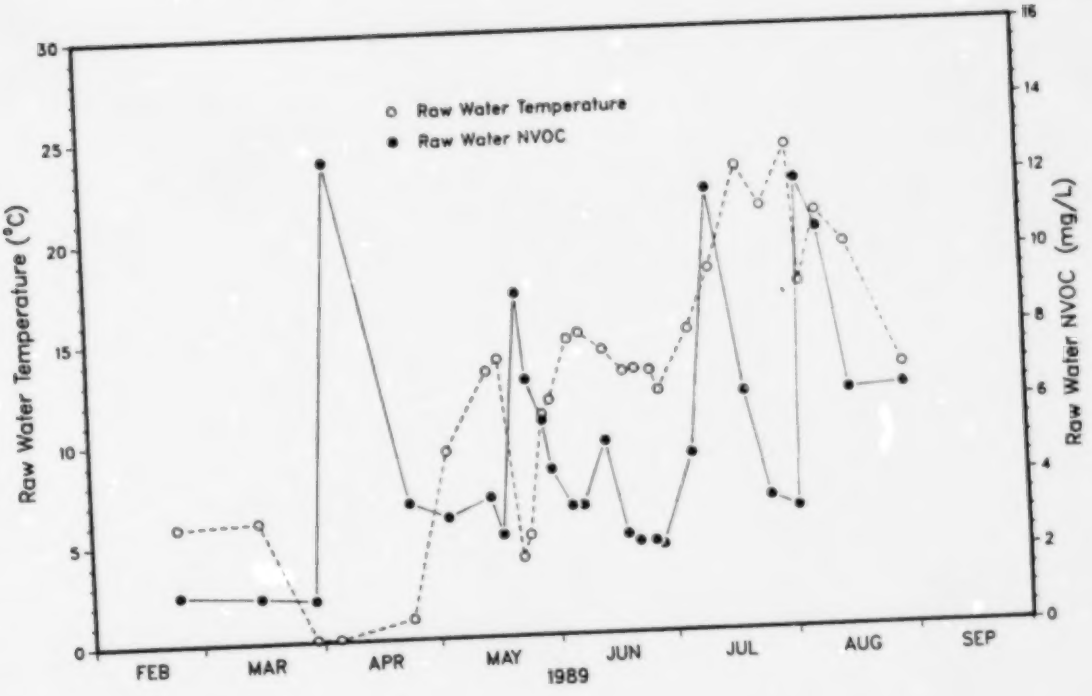


Figure 3a. Raw Water NVOC Concentration and Temperature versus Time

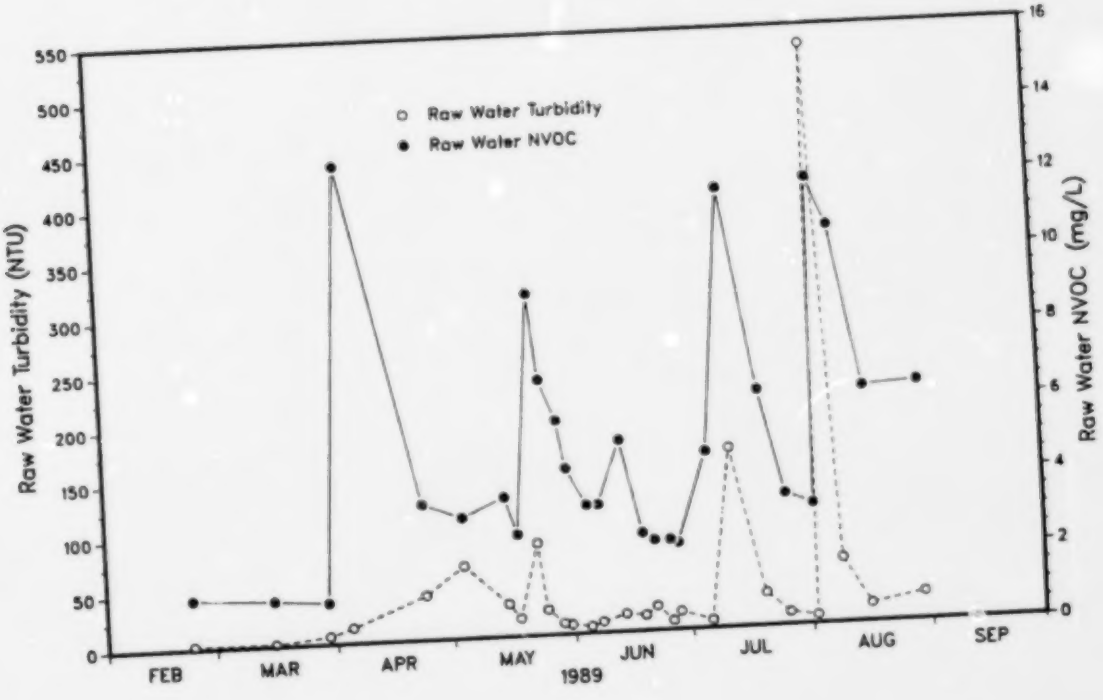


Figure 3b. Raw Water NVOC Concentration and Turbidity versus Time

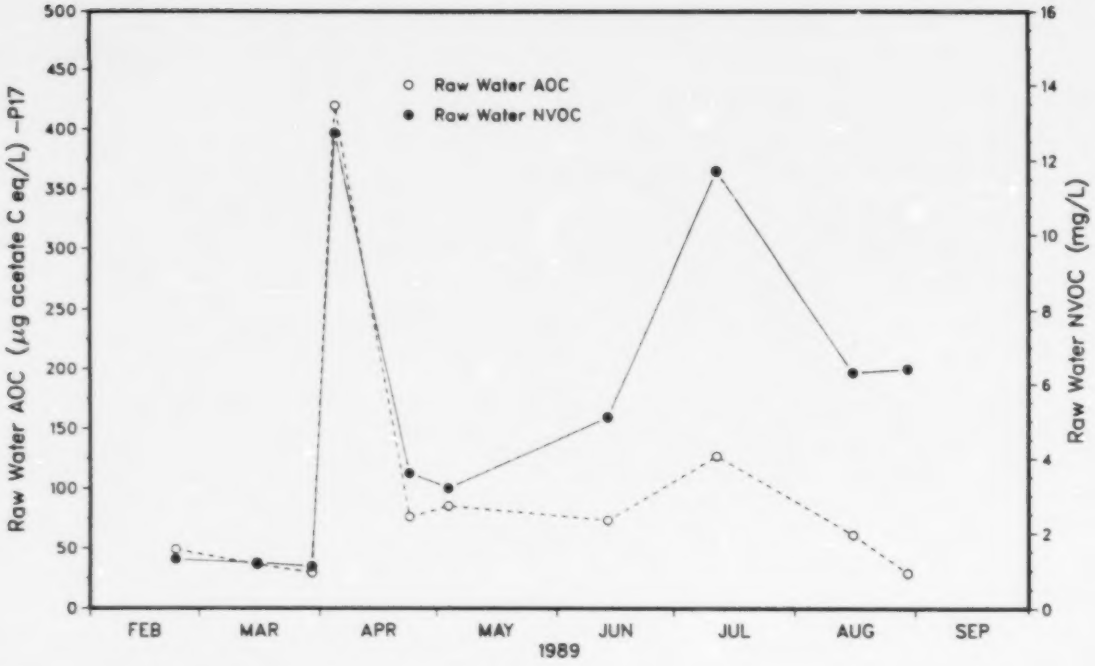


Figure 4. Raw Water AOC-P17 and NVOC Concentration versus Time

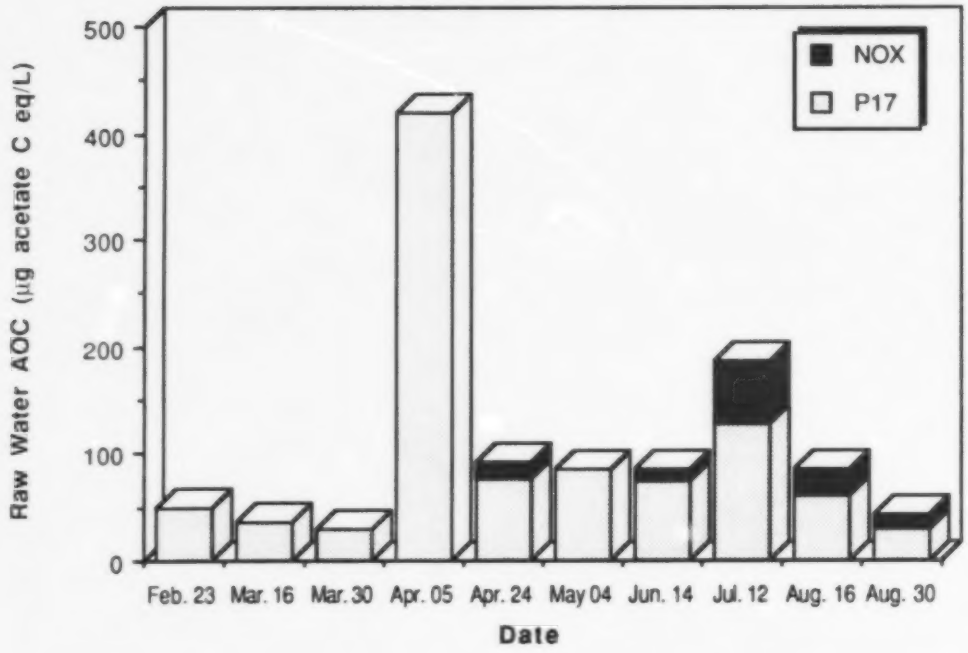


Figure 5. Raw Water AOC (P17 & NOX) versus Time
(Note: except for April 24 NOX not used prior to June 14)

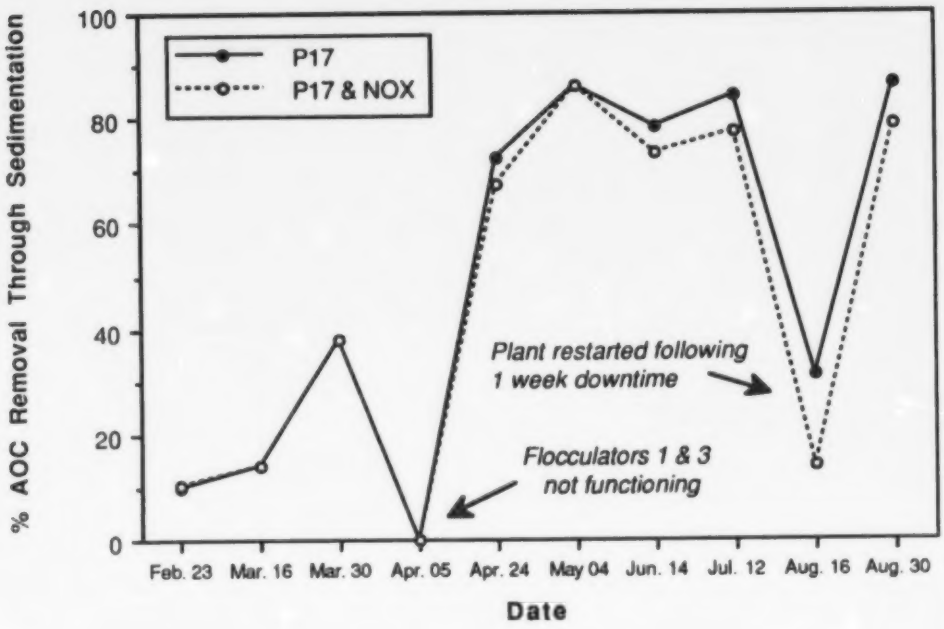


Figure 6. Percentage AOC Removal Through Sedimentation

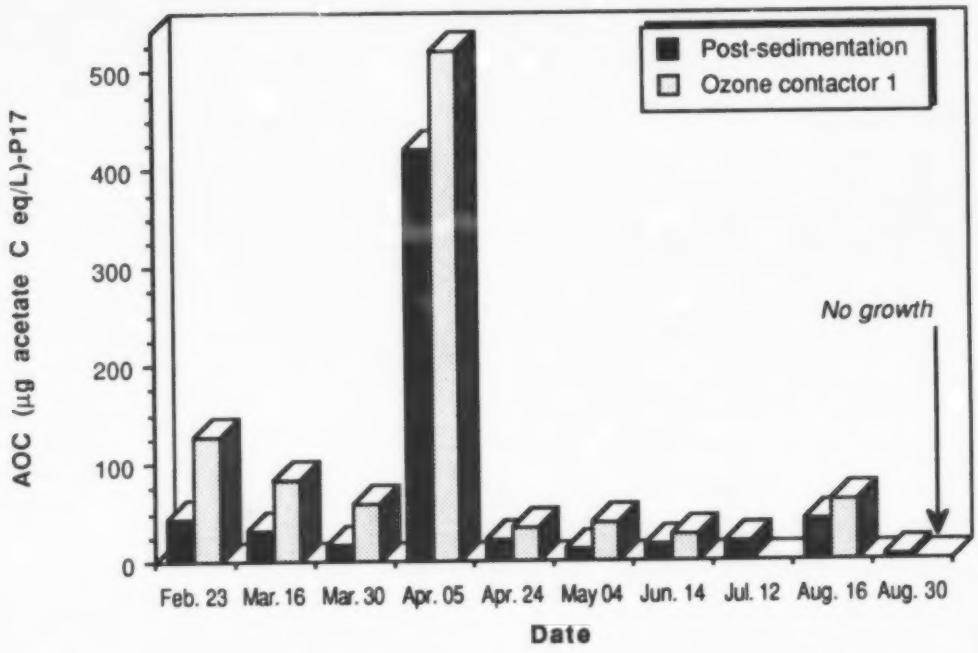


Figure 7a. Increase in AOC-P17 Following Ozonation (Lower dosage)

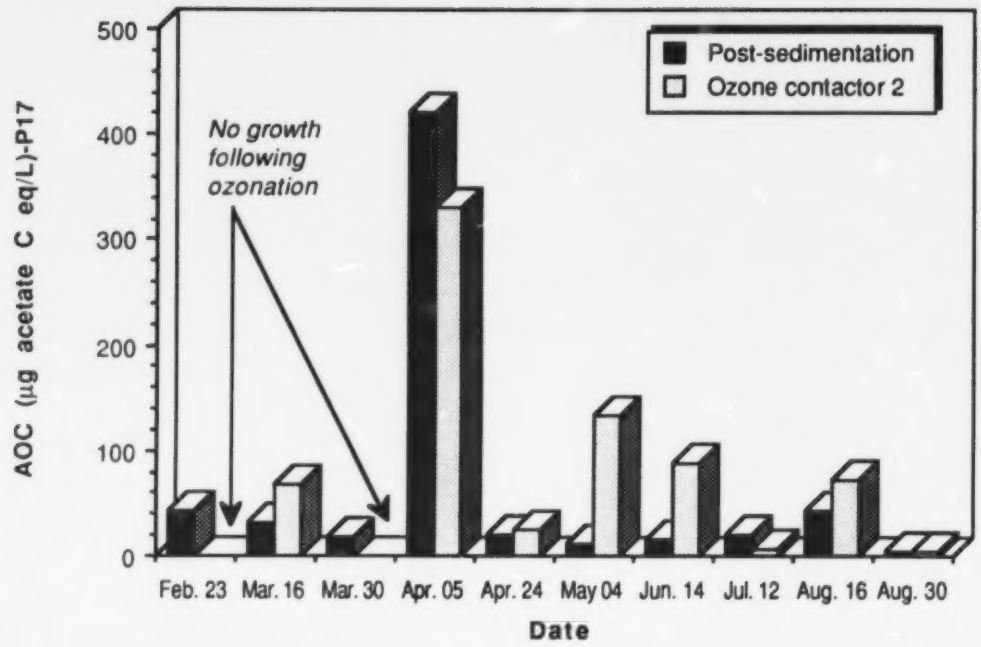


Figure 7b. Increase in AOC-P17 Following Ozonation (Higher dosage)

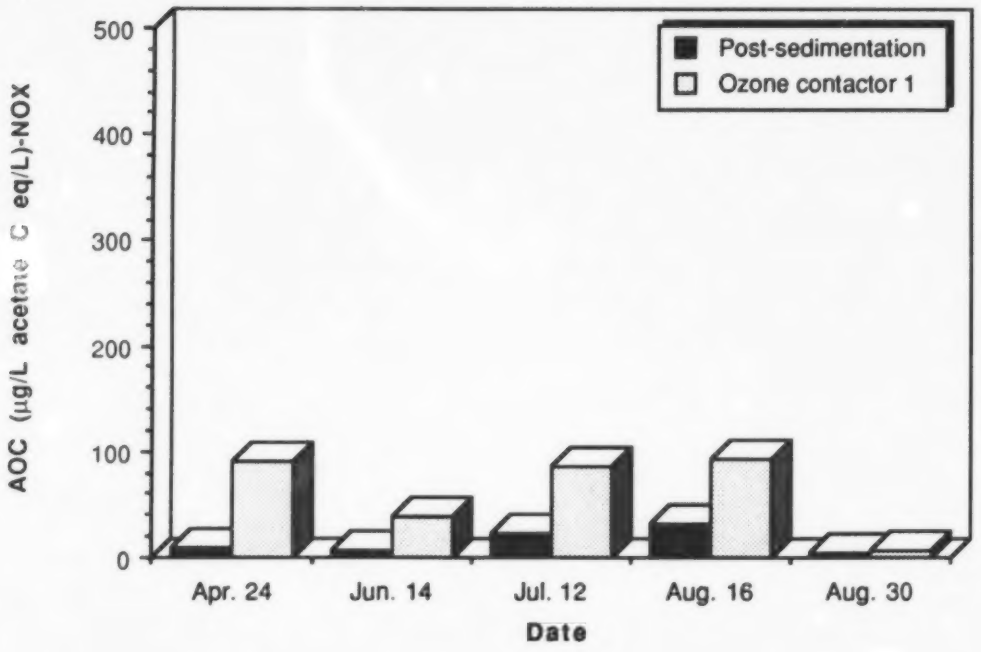


Figure 7c. Increase in AOC-NOX Following Ozonation (Lower dosage)

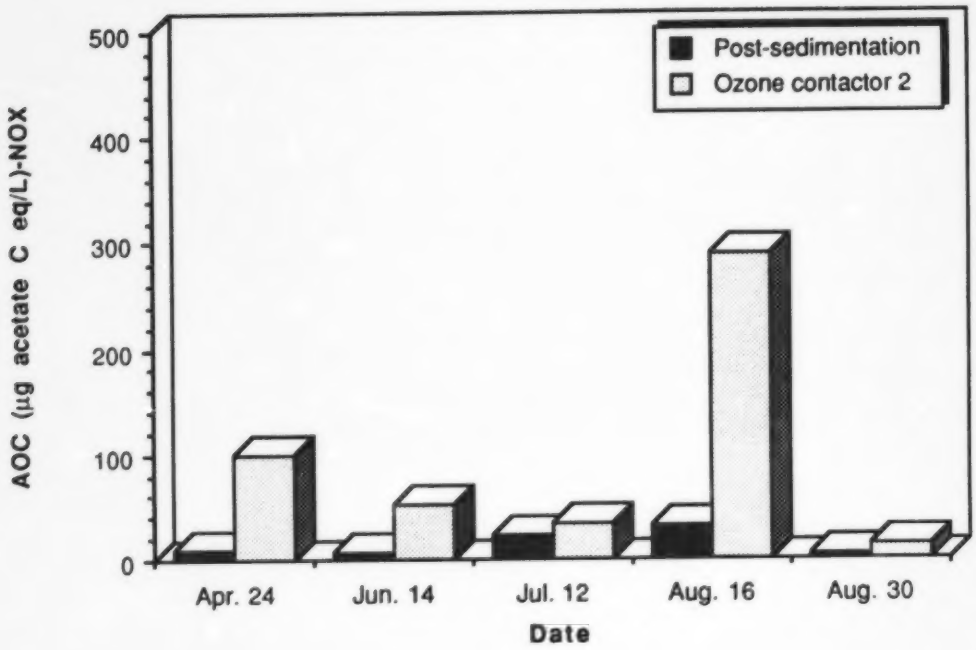


Figure 7d. Increase in AOC-NOX Following Ozonation (Higher dosage)

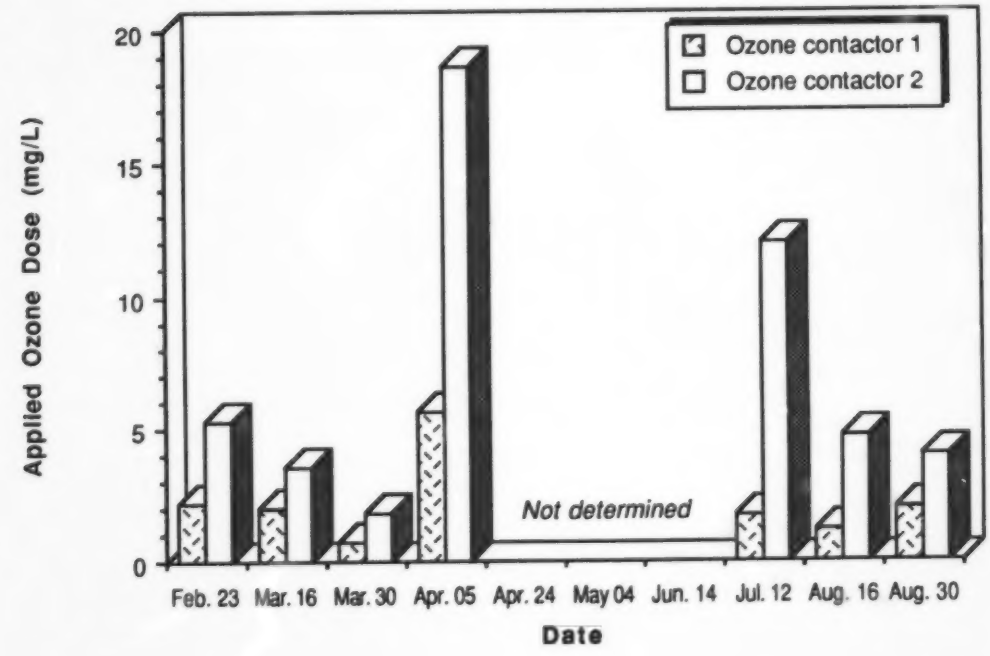


Figure 8a. Applied Ozone Dose versus Time (Contactors 1 and 2)

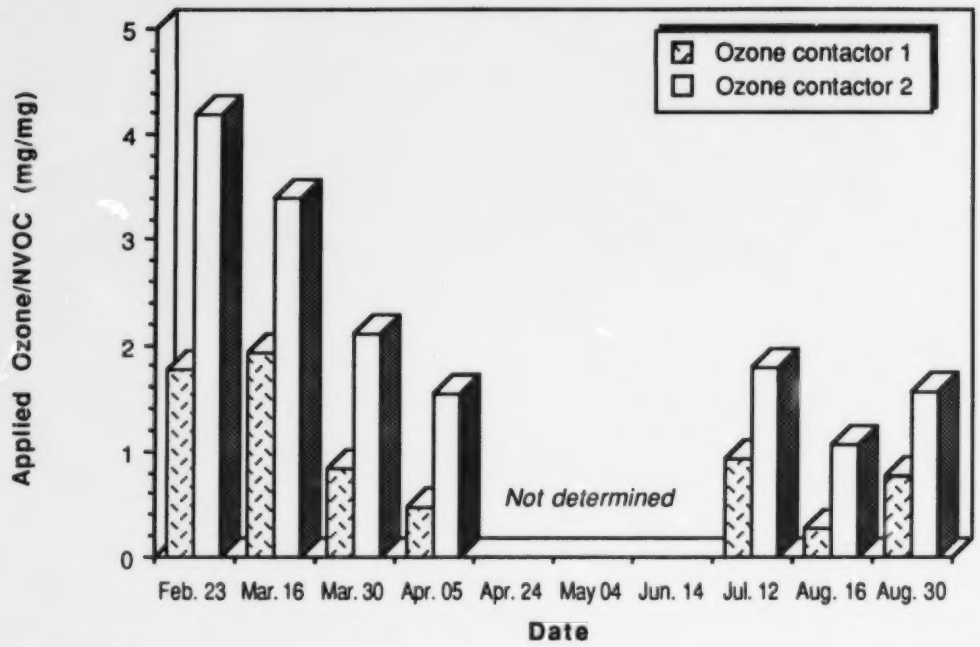


Figure 8b. Applied Ozone Dose to NVOC Concentration Ratio versus Time (Contactors 1 and 2)

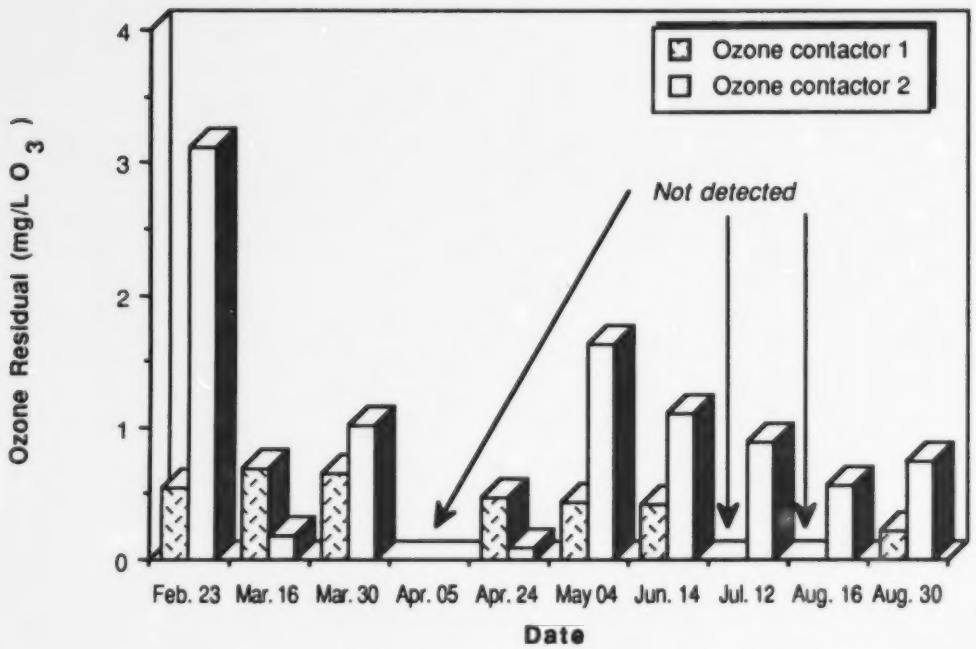


Figure 8c. Ozone Residuals Following Contactors 1 and 2 versus Time

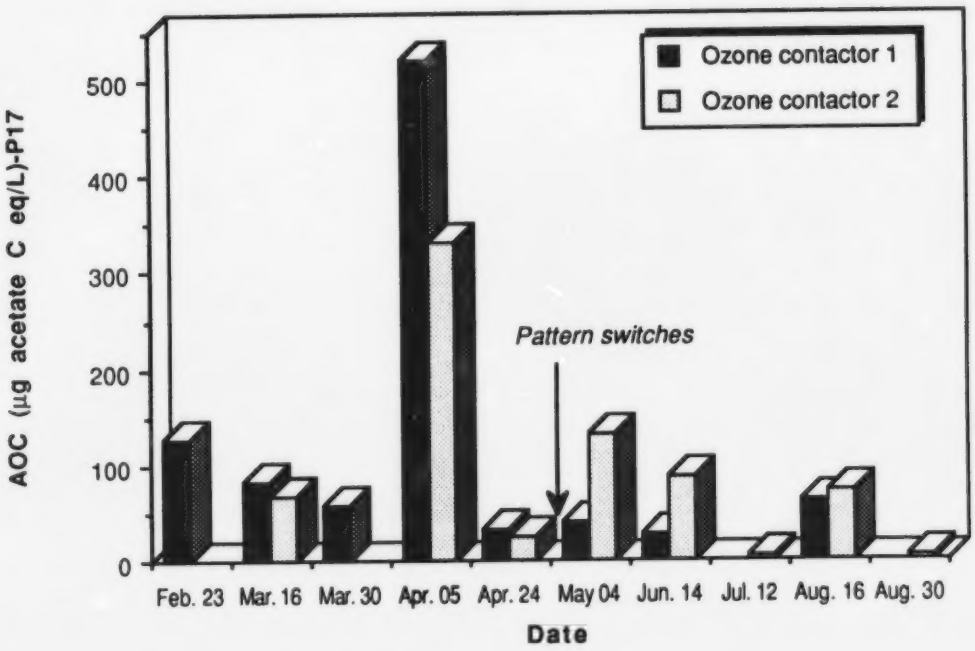


Figure 9a. AOC-P17 Concentrations Following Ozone Contactors 1 and 2 versus Time

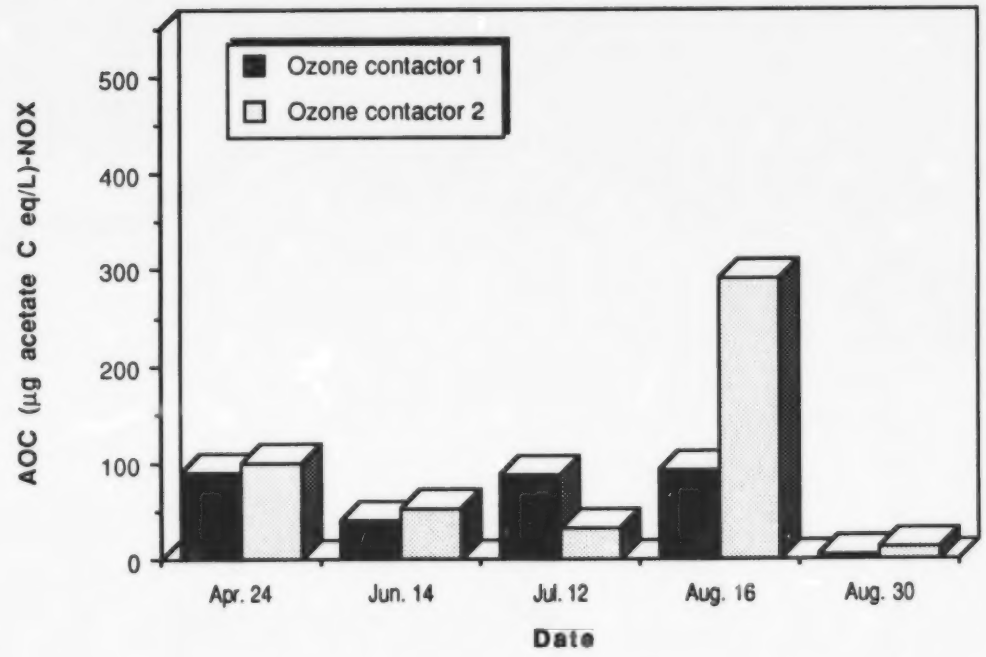


Figure 9b. AOC-NOX Concentrations Following Ozone Contactors 1 and 2 versus Time

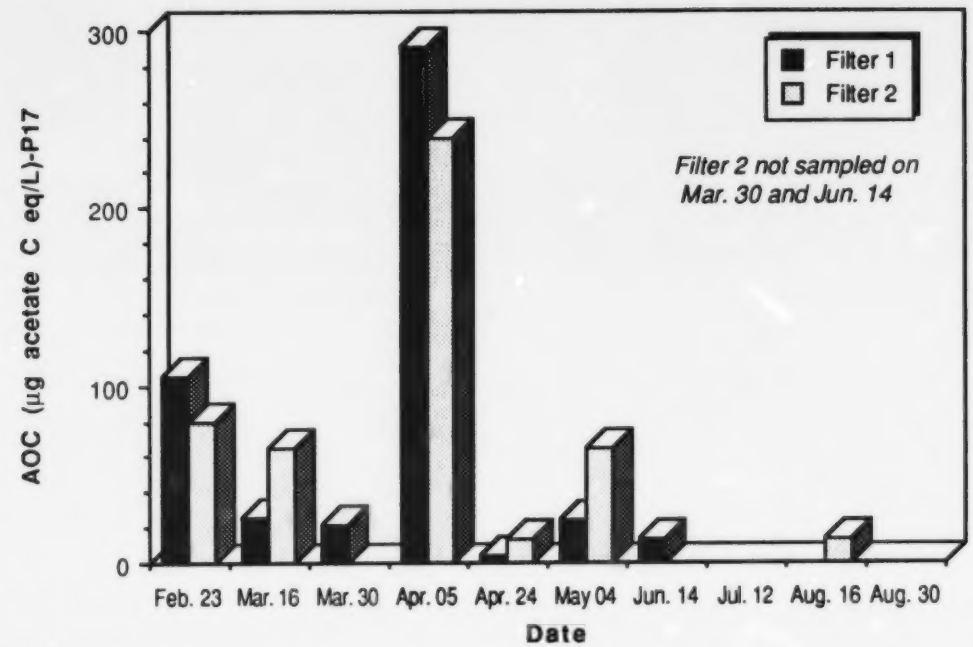


Figure 10a. AOC-P17 Concentrations Following Anthracite/Sand Filters 1 and 2 (Same ozone dose)

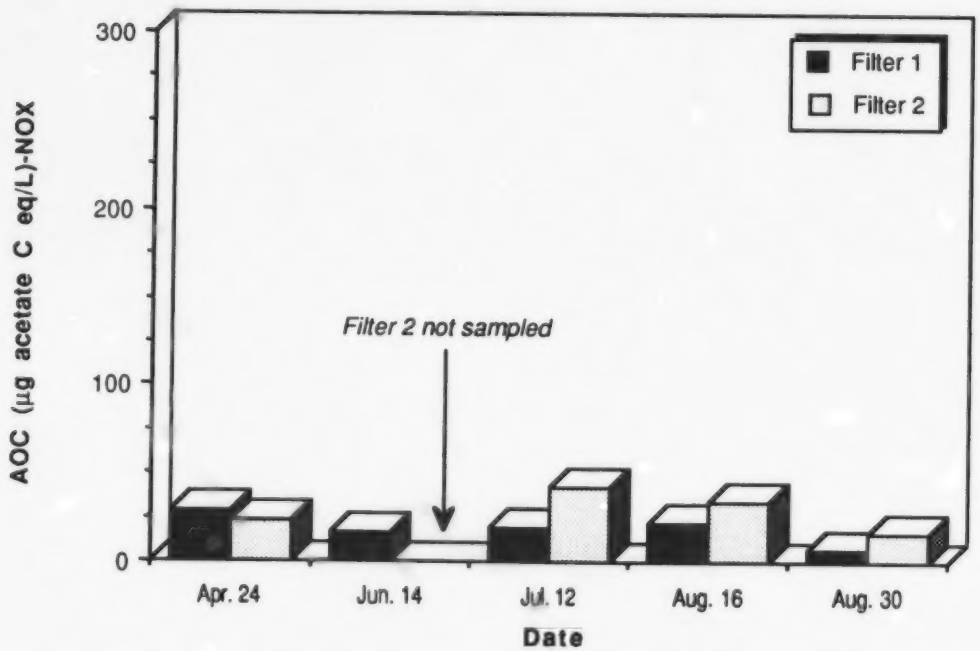


Figure 10b. AOC-NOX Concentrations Following Anthracite/Sand Filtration Filters 1 and 2 (Same ozone dose)

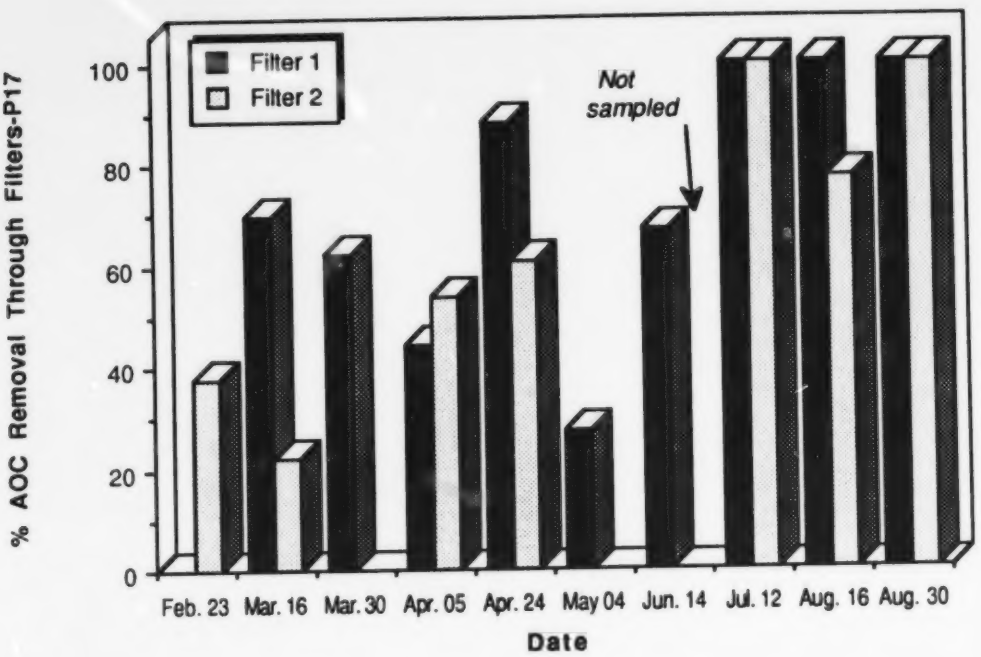


Figure 11a. Percentage AOC-P17 Removal Through Anthracite/Sand Filters 1 and 2

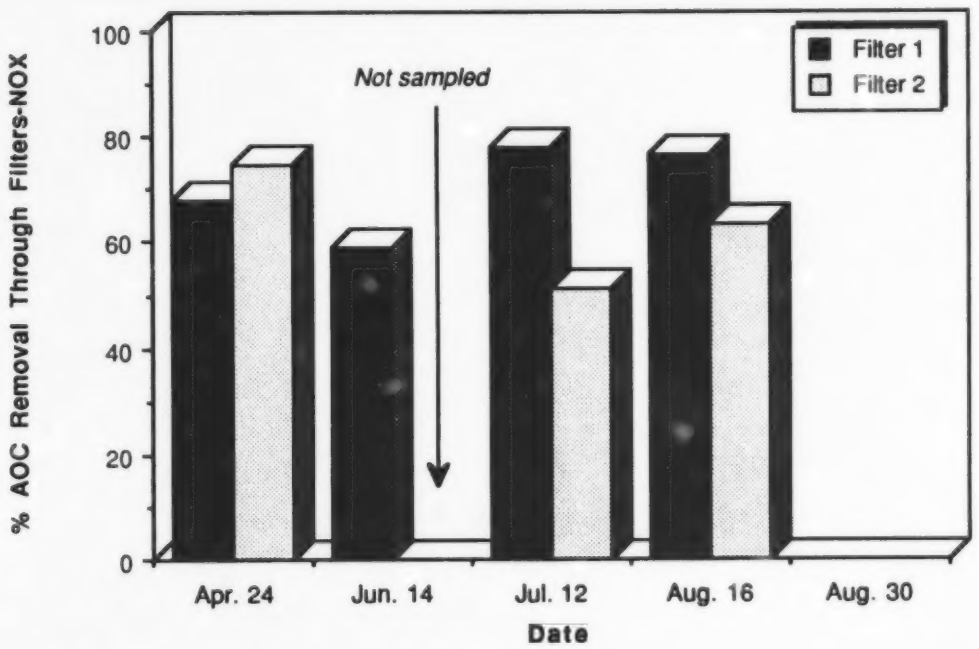


Figure 11b. Percentage AOC-NOX Removal Through Anthracite/Sand Filters 1 and 2

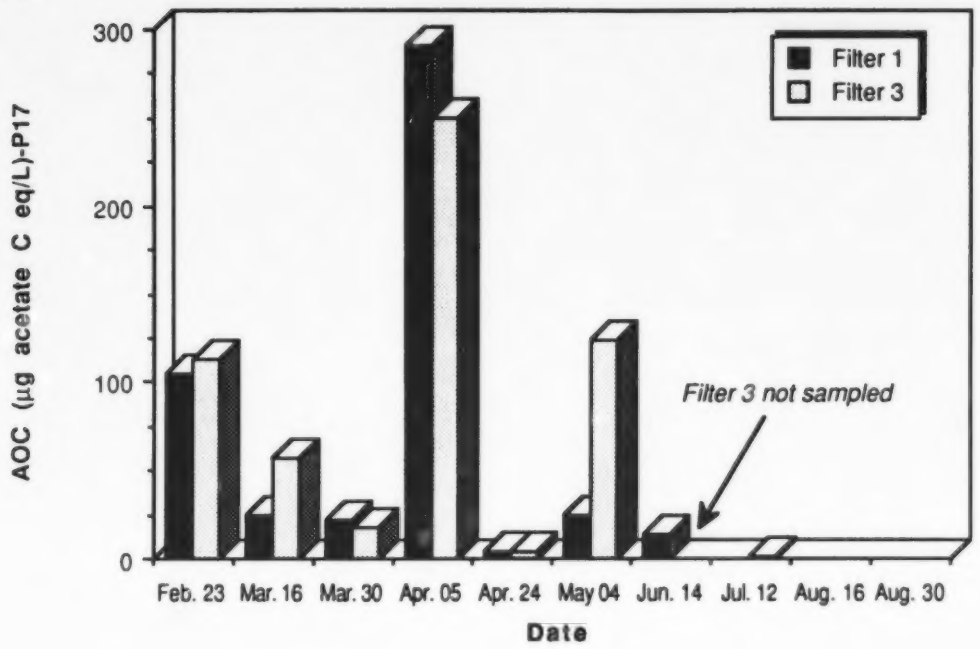


Figure 12a. AOC-P17 Concentrations Following Anthracite/Sand Filters 1 and 3 (Same hydraulic loading)

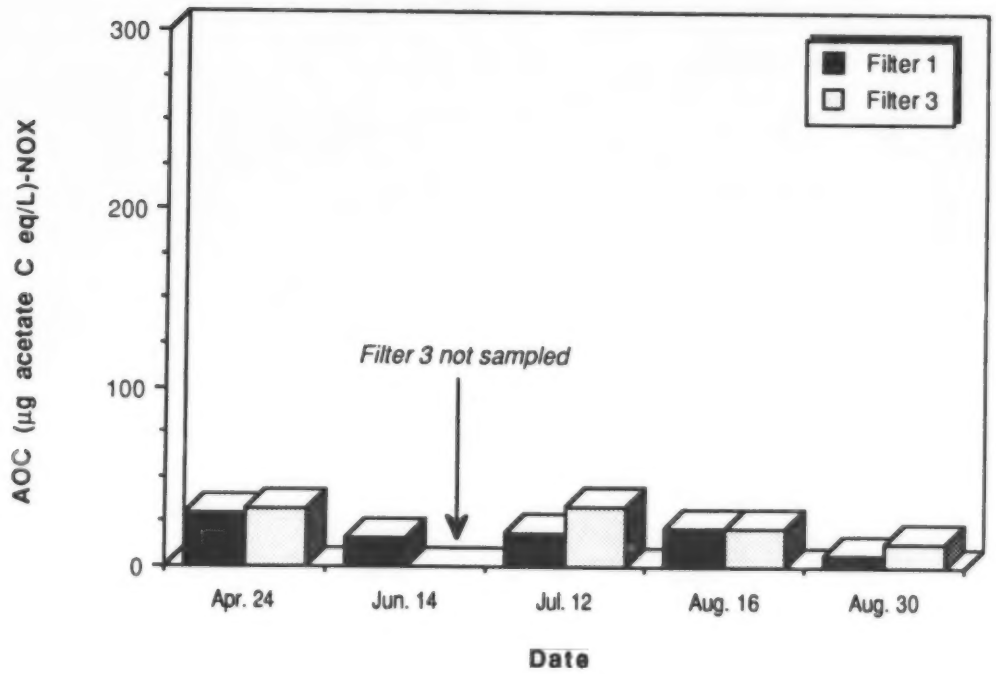


Figure 12b. AOC-NOX Concentrations Following Anthracite/Sand Filters 1 and 3 (Same hydraulic loading)

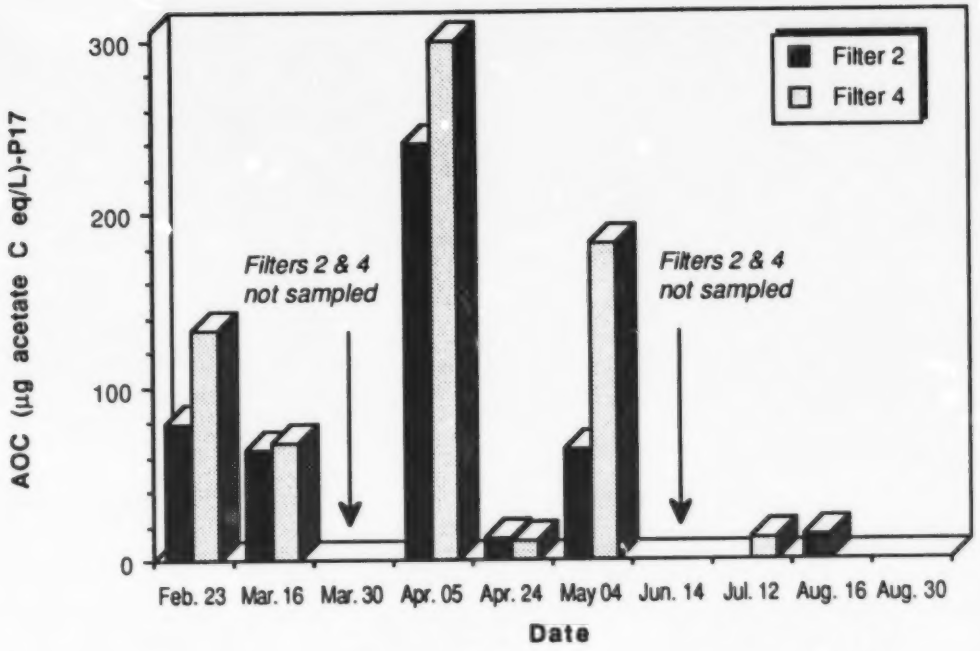


Figure 13a. AOC-P17 Concentrations Following Anthracite/Sand Filters 2 & 4 (Same hydraulic loading)

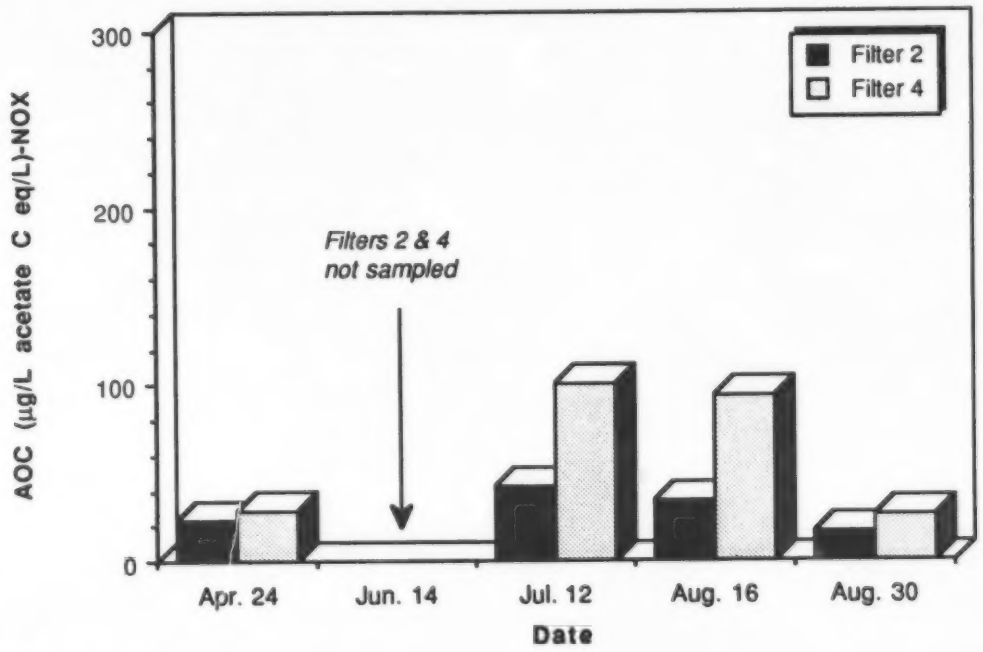


Figure 13b. AOC-NOX Concentrations Following Anthracite/Sand Filters 2 & 4 (Same hydraulic loading)

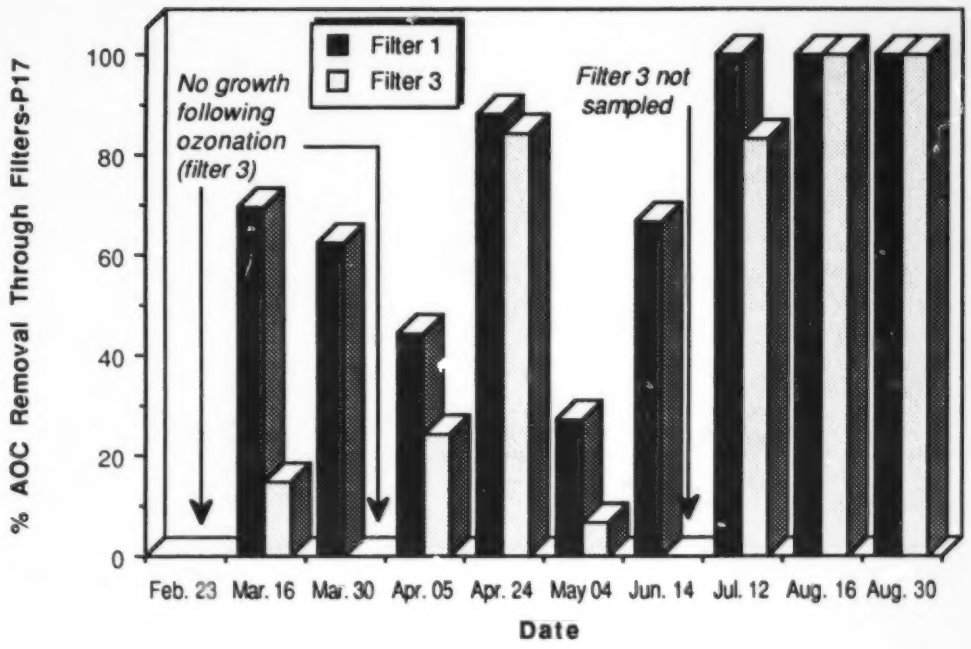


Figure 14a. Percentage AOC-P17 Removal Through Anthracite/Sand Filters 1 and 3

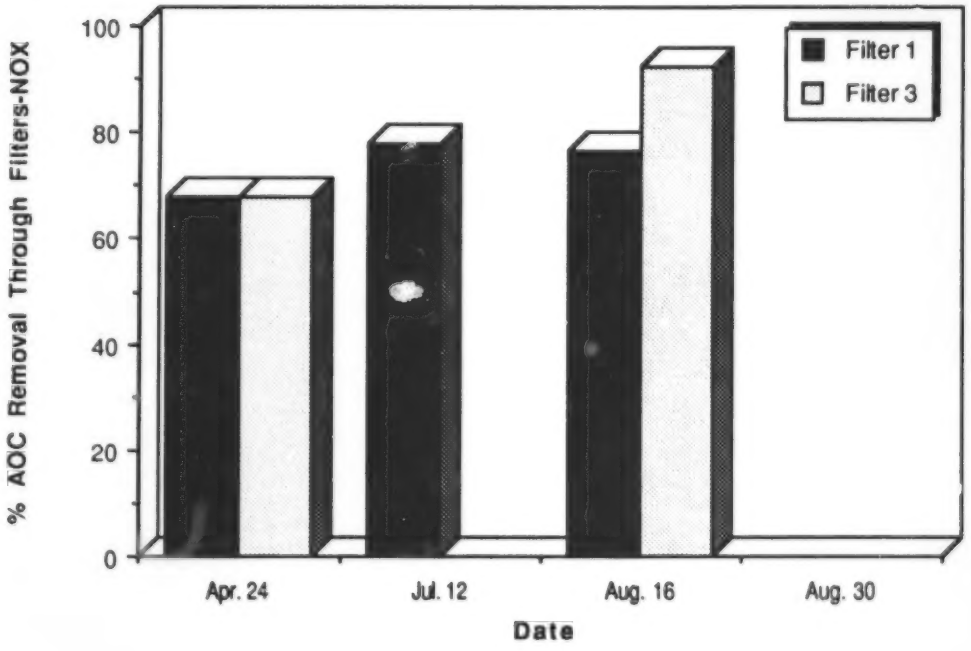


Figure 14b. Percentage AOC-NOX Removal Through Anthracite/Sand Filters 1 and 3

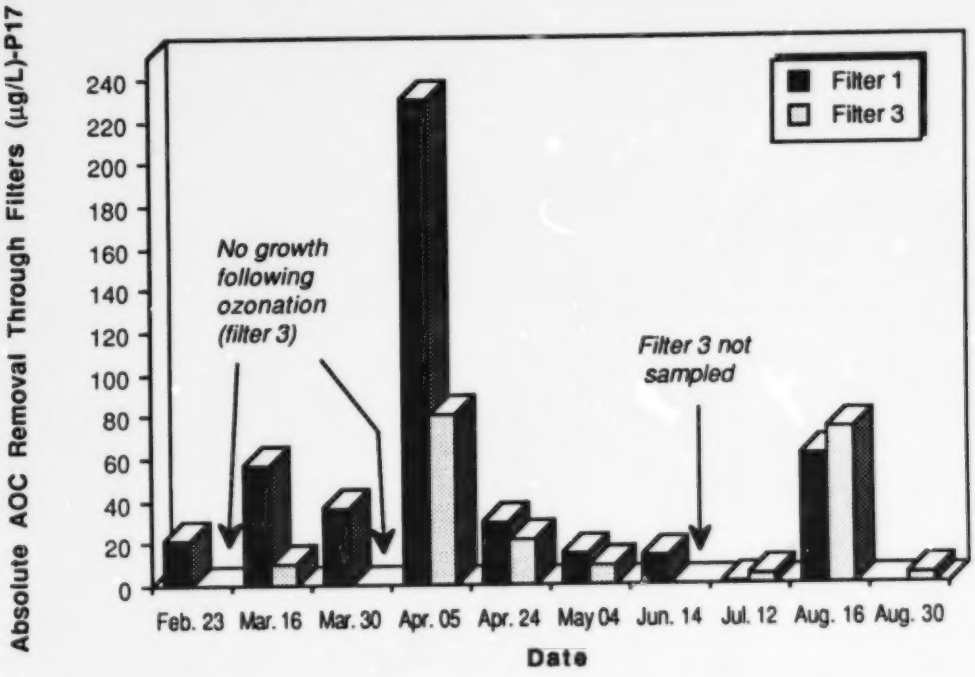


Figure 15a. Absolute AOC-P17 Removals Through Anthracite/Sand Filters 1 and 3

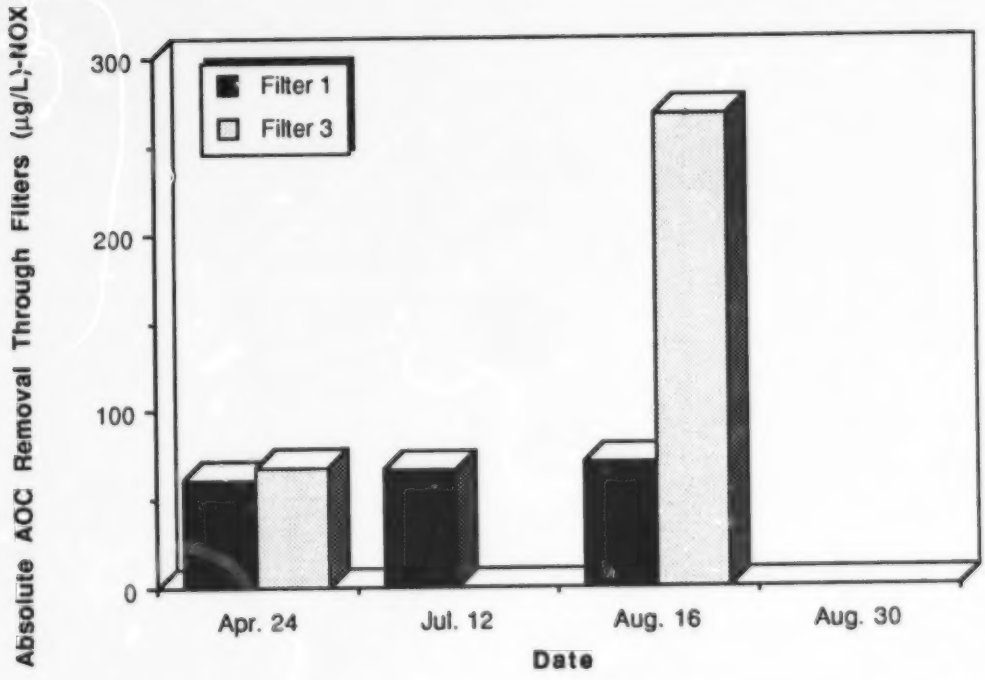


Figure 15b. Absolute AOC-NOX Removals Through Anthracite/Sand Filters 1 and 3